

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
AMBIENTAL**

DARIANA CASTELLANOS PELEGRIN

**MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL DE EFLUENTE
SANITÁRIO APÓS TRATAMENTO BIOLÓGICO**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Santa Catarina, para obtenção do título de Mestre em Engenharia Ambiental.

Área: Tecnologias de Saneamento Ambiental.

Orientador: Prof. Flávio Rubens Lapolli, Dr.

Florianópolis – SC

Agosto/2004

MICROFILTRAÇÃO TANGENCIAL DE EFLUENTE DOMÉSTICO APÓS TRATAMENTO BIOLÓGICO

DARIANA CASTELLANOS PELEGRIN

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de **MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL** na Área de Tecnologias de Saneamento Ambiental

Aprovado por:

Prof.^a Heike Hoffmann, Dr.^a

Prof.^a Maria Ángeles Lobo Recio, Dr.^a

Prof. Armando Borges
De Castilhos Jr., Dr.
(Coordenador)

Prof. Flávio Rubens Lapolli, Dr.
(Orientador)

Florianópolis, SC – BRASIL
Agosto/2004

AGRADECIMENTOS

À pessoa que me incentivava a melhorar em todos os aspectos, pela sua compreensão, paciência e espera, Thiago, meu filho, este trabalho é dedicado a ti.

Ao Professor Flávio Rubens Lapolli pela possibilidade da realização desta pesquisa e pela confiança em mim depositada.

À minha família, Sergio, Tita e Deni, pelo apoio e carinho em todas as horas.

À Iria, pela amizade e ajuda na revisão deste trabalho.

À tia Nóbria e tio Evaldo pela recepção e atenção dispensada ao longo destes dois anos.

Às minhas amigas por tornar a minha permanência no Brasil mais agradável.

Ao bolsista Julio César Worman pela participação no desenvolvimento desta pesquisa.

À Companhia Catarinense de Águas e Saneamento – CASAN, por permitir o acesso e utilização de suas instalações de tratamento de esgotos.

Aos professores, funcionários e colegas do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina que, direta ou indiretamente, colaboraram para a realização deste trabalho.

Ao CNPq pela bolsa concedida, através do Fundo Setorial CTHidro.

SUMÁRIO

	LISTA DE FIGURAS.....	xviii
	LISTA DE TABELAS.....	x
	LISTA DE SÍMBOLOS.....	xii
	LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	xiv
	RESUMO.....	xv
	ABSTRACT.....	xvi
1	INTRODUÇÃO.....	1
2	OBJETIVOS DO TRABALHO.....	3
3	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	4
3.1	Apresentação.....	4
3.2	Esgotos Sanitários.....	4
3.3	Tratamento Biológico de Esgotos.....	5
3.3.1	Processo Anaeróbio.....	6
3.3.2	Processo Aeróbio.....	7
3.4	Lodos Ativados.....	8
3.5	Filtração em Membranas.....	10
3.5.1	Considerações Gerais.....	10
3.5.2	Materiais das Membranas.....	13
3.5.3	Classificação das Membranas.....	16
3.5.4	Módulos das Membranas.....	17
3.5.5	Filtração Tangencial e Direta.....	18
3.6	Características das Membranas.....	20
3.6.1	Espessura.....	20

3.6.2	Porosidade.....	20
3.6.3	Seletividade.....	21
3.6.4	Permeabilidade.....	24
3.7	Colmatação.....	25
3.7.1	Polarização por Concentração.....	27
3.7.2	Camada de Gel.....	29
3.7.3	Efeitos da Colmatação.....	31
3.7.4	Adição de Coagulantes.....	33
3.7.5	Sistema de Retrolavagem.....	33
3.7.6	Limpeza Química de Membranas.....	35
3.7.7	Tratamento de Resíduos.....	36
3.7.8	Condições de Operação.....	36
3.8	Aplicações da Tecnologia de Membranas.....	38
3.8.1	Considerações Gerais.....	38
3.8.2	Processos específicos para Águas de Abastecimento e Águas Residuárias.....	39
3.8.2.1	Osmose Reversa.....	39
3.8.2.2	Eletrodiálise.....	41
3.8.2.3	Utilização de Membranas acopladas a outros Processos para Tratamento de Águas Residuárias.....	43
3.8.2.4	Microfiltração e Ultrafiltração.....	43
3.8.2.5	Bioreator à Membrana.....	45
3.8.3	Membranas para Águas de Reúso.....	46
4	SISTEMA INSULAR DE TRATAMENTO DE ESGOTOS DE FLORIANÓPOLIS/S.C. – ETE INSULAR.....	48
4.1	Parâmetros de Projeto para a ETE Insular.....	50
4.2	Descrição do Sistema da ETE Insular.....	52

5	MATERIAIS E MÉTODOS.....	56
5.1	Apresentação.....	56
5.2	Piloto de Membranas.....	56
5.2.1	Características da Membrana utilizada.....	57
5.2.2	Condições Operacionais do Piloto.....	58
5.3	Modo de Operação.....	59
5.4	Ensaio Hidrodinâmico do Sistema.....	60
5.5	Ensaio utilizando Efluente da ETE Insular.....	61
5.6	Avaliação da Qualidade do Permeado.....	62
5.7	Ensaio com a Adição de Coagulantes.....	62
5.8	Avaliação da qualidade do Permeado ao longo do tempo.....	63
5.9	Influência da Descolmatação Mecânica (Backflushing).....	63
5.10	Método de Limpeza Química das Membranas.....	65
5.11	Métodos de Análises e Equipamentos utilizados para a determinar as características do Efluente.....	67
5.11.1	Determinação do pH.....	68
5.11.2	Turbidez.....	68
5.11.3	Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	68
5.11.4	Matéria em Suspensão.....	69
5.11.5	Cor.....	69
5.11.6	Exames Bacteriológicos.....	69
6	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	71
6.1	Apresentação.....	71
6.2	Ensaio Preliminares utilizando água de torneira.....	71
6.2.1	Avaliação Hidrodinâmica do Sistema.....	71
6.2.2	Evolução da Vazão de recirculação em relação à Frequência e à Pressão para cálculo das Velocidades tangenciais	72
6.2.3	Variação da Pressão em relação à Velocidade tangencial.....	74

6.2.4	Relação entre o Fluxo do permeado e a Velocidade tangencial.....	74
6.2.5	Evolução do Fluxo do permeado em função da Pressão.....	76
6.3	Ensaio utilizando Efluente da ETE Insular.....	79
6.3.1	Efeito da Velocidade tangencial no Fluxo do Permeado.....	79
6.3.2	Evolução do Fluxo do Permeado.....	81
6.4	Variação do Fluxo do Permeado em função da concentração dos Sólidos Suspensos.....	86
6.5	Avaliação da qualidade do Permeado.....	87
6.6	Ensaio com adição de coagulantes.....	92
6.6.1	Avaliação da qualidade do Permeado com adição de coagulantes.....	99
6.7	Avaliação da qualidade do Permeado ao longo do tempo.....	101
6.8	Ensaio com “Backflushing”.....	102
6.8.1	Avaliação da Qualidade do Permeado utilizando “Backflushing”.....	105
7	CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	107
7.1	Conclusões.....	107
7.2	Sugestões.....	110
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	112

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	- Diferentes tipos de filtração segundo o tamanho médio das partículas e o tamanho dos poros da membrana.....	12
Figura 2	- Representação esquemática da morfologia das membranas.....	18
Figura 3	- Esquema ilustrativo da filtração convencional e filtração tangencial.....	20
Figura 4	- Mecanismos envolvidos na colmatção de membranas.....	27
Figura 5	- Esquema do fenômeno polarização de concentração em membranas.....	28
Figura 6	- Camada de gel e perfil de concentração para uma membrana.....	31
Figura 7	- Fatores de colmatção de uma membrana.....	32
Figura 8	- Diminuição da polarização de concentração com a inversão do fluxo do permeado.....	35
Figura 9	- Diferença entre Osmose e Osmose inversa.....	41
Figura 10	- Princípio do funcionamento da eletrodialise.....	43
Figura 11	- Vista aérea do Sistema Insular de Tratamento de Esgotos de Florianópolis/SC.....	49
Figura 12	- Localização da ETE CASAN Insular, S.C.....	50
Figura 13	- Tanques de aeração da ETE Insular.....	55
Figura 14	- Adensador de lodo.....	56
Figura 15	- Esquema da unidade de microfiltração.....	58
Figura 16	- Piloto de Filtração Tangencial NETZSCH.....	60
Figura 17	- Esquema das análises realizadas.....	68
Figura 18	- Relação do incremento da Velocidade tangencial em função do aumento da Frequência.....	73
Figura 19	- Relação entre a Velocidade tangencial e o Fluxo do permeado.....	75
Figura 20	- Variação do Fluxo do permeado variando as Pressões em: 1, 1,5 e 2 Bar utilizando água de torneira	78

Figura 21 - Efeito da Velocidade tangencial no Fluxo do permeado.....	79
Figura 22 - Evolução do Fluxo do permeado utilizando Efluente da ETE Insular variando as Pressões.....	82
Figura 23 - Variação da Vazão em relação ao tempo para V=1,9 m/s e P=1, 1,5 e 2 Bar	84
Figura 24 - Efeito da concentração dos Sólidos Suspensos no Fluxo do Per- meado.....	86
Figura 25 - Efluente tratado pelo processo de lodos ativados, efluente bruto e efluente permeado.....	87
Figura 26 - Eficiência de remoção dos parâmetros de qualidade nas condições de V=1,4 m/s e P=1, 1,5 e 2 Bar.....	90
Figura 27 - Eficiência de remoção dos parâmetros de qualidade nas condições de V=1,9 m/s e P=1, 1,5 e 2 Bar.....	91
Figura 28 - Ensaio com adição de 5, 10 e 30 mg/L de FeCl ₃	93
Figura 29 - Ensaio com adição de 5, 10 e 30 mg/L de Al ₂ (SO ₄) ₃	95
Figura 30 - Comparação das melhores dosagens dos coagulantes e o ensaio sem coagulante.....	98
Figura 31 - Eficiência de Remoção dos Parâmetros de qualidade com adição de 10 mg/L de Cloreto Férrico, 10 mg/L de Sulfato de Alumínio e sem adição de coagulante.....	100
Figura 32 - Evolução do fluxo do permeado com os intervalos de “Backflushing” e sem o sistema de retropropulsão ligado.....	104
Figura 33 - Eficiência de remoção na avaliação do Fluxo do permeado em intervalos de “backflushing” a cada 0,5 min e sem “backflushing” ..	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Principais processos com membranas e a força motriz necessária à separação.....	13
Tabela 2 - Membranas utilizadas no tratamento de água e esgoto.....	14
Tabela 3 - Comparação das propriedades das membranas inorgânicas e orgânicas.....	16
Tabela 4 - Principais parâmetros do tratamento da ETE Insular.....	52
Tabela 5 - Evolução da Vazão de circulação em relação à Frequência e à Pressão para cálculo da Velocidade tangencial.....	72
Tabela 6 - Evolução da Velocidade tangencial em relação à Frequência e à Pressão.....	73
Tabela 7 - Variação da Pressão do sistema em função da Velocidade tangencial.....	74
Tabela 8 - Evolução do Fluxo do permeado com água de torneira em função da Velocidade tangencial.....	74
Tabela 9 - Evolução do Fluxo do permeado utilizando água de torneira nas Pressões de 1, 1,5 e 2 Bar e $V = 1,9\text{m/s}$	77
Tabela 10 - Evolução do fluxo do permeado utilizando efluente da ETE Insular nas Pressões de 1, 1,5 e 2 Bar e $V = 1,4\text{m/s}$	81
Tabela 11 - Evolução do fluxo do permeado utilizando efluente da ETE Insular nas Pressões de 1, 1,5 e 2 Bar e $V = 1,9\text{m/s}$	83
Tabela 12 - Avaliação da qualidade do permeado para $V = 1,4\text{ m/s}$ e $P = 1, 1,5$ e 2 Bar.....	88
Tabela 13 - Avaliação da qualidade do permeado para $V = 1,9\text{ m/s}$ e $P = 1, 1,5$ e 2 Bar.....	89
Tabela 14 - Variação do fluxo do permeado com as diferentes dosagens de FeCl_3	92
Tabela 15 - Variação do fluxo do permeado com as diferentes dosagens	

de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	94
Tabela 16 - Comparação dos ensaios com as dosagens que promoveram os Fluxos do permeado mais altos e o ensaio sem coagulante.....	97
Tabela 17 - Avaliação da qualidade do permeado com a adição de Cloreto Férrico, Sulfato de Alumínio e sem adição de coagulante.....	99
Tabela 18 - Avaliação da qualidade do permeado ao longo do tempo.....	101
Tabela 19 - Evolução do fluxo do permeado variando os intervalos de “backflushing” e ensaio sem “backflushing”.....	102
Tabela 20 - Avaliação da qualidade do permeado utilizando “backflushing”.....	105

LISTA DE SÍMBOLOS

C	- concentração do soluto na camada de difusão (mol/m^3)
C_g	- concentração da camada de gel (mol/m^3)
C_0	- concentração de solutos fora da camada de polarização (mol/m^3)
C_{lim}	- concentração do soluto próximo à superfície da membrana (mol/m^3)
C_p	- concentração do soluto no permeado (mol/m^3)
DBO	- Demanda Bioquímica de Oxigênio (mg/L)
DBO_5	- Demanda Bioquímica de Oxigênio em 5 dias (mg/L)
DM	- Densidade da membrana (kg/m^3)
DP	- Densidade de polímero (kg/m^3)
dp	- diâmetro dos capilares (m)
dp	- diâmetro de poros (m)
DQO	- Demanda Química de Oxigênio (mg/L)
D_s	- coeficiente de difusão do soluto na solução (m^2/s)
$D_s \cdot dC/dX$	- fluxo de soluto devido a difusão, que obedece a lei de Fick
$D_s/\delta = K_m$	- coeficiente de transferência de massa (m/s)
F	- Frequência (Hz)
J	- fluxo de permeado ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)
J_p	- fluxo do permeado ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)
l	- comprimento do poro (m)
N	- número de poros por unidade de superfície (m^{-2})
P	- pressão aplicada
Q_F	- Vazão de filtrado ($\text{L/m}^2 \cdot \text{h}$)
Q_R	- Vazão de recirculação (L/h)
r	- raio do poro (m)
R_c	- resistência devida à colmatção (m^{-1})
R_g	- resistência da camada de gel (m^{-1})
R_M	- resistência da membrana (m^{-1})

R_P	-	resistência da zona de polarização (m^{-1})
R_T	-	Resistência total da membrana (m^{-1})
SS	-	Sólidos suspensos
SST	-	Sólidos suspensos totais
T	-	Temperatura
THM	-	trihalometanos
V	-	Volume
X	-	espessura da camada de difusão ($0 < X < \delta$) (m)
γ	-	tensão interfacial (Pa.m)
θ	-	ângulo de contacto
$^{\circ}C$	-	Graus Celsius
ΔP	-	pressão mecânica aplicada (Pa)
$\Delta \pi$	-	pressão osmótica (Pa)
ϵ	-	Porosidade (s.d)
λ	-	Comprimento de onda
τ	-	fator de tortuosidade (s.d)
ΔP	-	pressão transmembrana (Pa)
μ	-	viscosidade dinâmica (Pa.s)

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

Ag	- Prata
BRM	- Bioreator à Membrana
CASAN	- Companhia Catarinense de Águas e Saneamento
CIP	- Clean in Place
ETE	- Estação de Tratamento de Esgotos
FAU	- Formazin Attenuation Unit
LaRA	- Laboratório de Reuso de Águas
LIMA	- Laboratório Integrado do Meio Ambiente
MF	- Microfiltração
Mo	- Molibdeno
NF	- Nanofiltração
Ni	- Níquel
NMP	- Número mais provável
OR	- Osmose Reversa
Pd	- Paládio
PtCo	- Platinum-Cobalt Unit
Rh	- Rodio
TAS	- Tanque de Água de Serviço
UF	- Ultrafiltração
ufc	- Unit of Fecal Coliform
UFSC	- Universidade Federal de Santa Catarina
UV	- Ultravioleta
W	- Tungsteno

RESUMO

O processo de microfiltração é uma técnica que vem ganhando uma maior importância no campo do tratamento de esgotos. Este trabalho tem como objetivo geral o estudo da microfiltração tangencial no tratamento terciário de um efluente doméstico tratado pelo processo de lodos ativados. A unidade de filtração compreende de um reator piloto com capacidade de 75 litros e uma membrana de material cerâmico, monotubular com 7 canais e diâmetro de poro de $0,20\mu\text{m}$. As condições hidrodinâmicas de operação, como frequência e pressão, foram variadas. O decréscimo do fluxo do permeado devido ao fenômeno da colmatação foi avaliado, assim como as características do efluente antes e depois da filtração através da membrana. Os resultados mostraram uma estabilização do fluxo de permeado após 30 minutos de filtração e os maiores fluxos de permeado ocorreram a maiores pressões e frequências. A qualidade do permeado foi satisfatória apresentando-se uma redução significativa na DQO, sólidos suspensos, turbidez, cor e coliformes totais e fecais. O processo de limpeza utilizado foi o CIP (clean in place) utilizando ácido nítrico (1%) e hidróxido de sódio (1%) recuperando-se a capacidade inicial de filtração da membrana. Realizaram-se testes adicionando diferentes dosagens de cloreto férrico e sulfato de alumínio para avaliar a influência dos coagulantes na vazão do permeado, obtendo as melhores vazões com as dosagens de 10 mg/l para ambos coagulantes. Finalmente foi testado o acionamento do processo de descolmatação mecânica pelo sistema de retropropulsão (backflushing) em intervalos de tempo de 5, 2, 1 e 0,5 minutos. Foi obtido um acréscimo significativo no fluxo do permeado quando realizada a descolmatação mecânica a cada 0,5 minutos.

Palavras chaves: Microfiltração Tangencial, Membranas, Efluente Doméstico.

ABSTRACT

Microfiltration process is a technique that is gaining a major importance in the wastewater treatment field. The general objective of this work, is the study of crossflow microfiltration as tertiary treatment of a treated effluent by the activated sludge process. The filtration unit consist of a pilot reactor with a 75 L capacity and a membrane made of ceramic material, monotubular with 7 channels and a 2 μ m pore diameter. Hidrodynamic operation conditions, as frequency and pressure, were varied. Flux decreased due to the fouling phenomenon was studied, as well as effluent characteristics before and after the permeate process. Results showed a permeate flux stabilization after 30 minutes filtration, and higher permeate fluxes occured at higher pressure and frequency conditions. Permeate quality obtained was satisfactory showing a significative COD, suspended solids, turbidity, color, total and E. coli coliforms reduction. Cleanig process used was CIP (clean in place) using acid nitric (1%) and hydroxide of sodium (1%) recovering the initial filtration capacity of the membrane. Some tests were done with the additon of different doses of FeCl_3 and AlSO_4 to evaluate coagulants influence on the permeate flux, and the best dosage for both cases was 10 mg/l. Finally, backflushing system was tested achieving minimize fouling effects at 5, 2, 1 and 0,5 minutes interval. A significant increase on the permeated flux was obtained when the backflushing was operated at every 0,5 minutes.

Keywords : Crossflow microfiltration, Membranes, Wastewater.

1 INTRODUÇÃO

A preocupação com uma possível crise da água em nível global vem alarmando populações em diversos países no mundo. Estudos alertam para os riscos da falta da água em curto prazo. Segundo informações da Organização Mundial da Saúde a água já é escassa para um bilhão de habitantes. Entender a água como um direito humano fundamental é um dos princípios básicos para o setor público e privado. Governantes do mundo todo estão disponibilizando esforços para avaliar esta problemática, como foi tema debatido no II Fórum Mundial da Água, realizado na Holanda, em março de 2000 (PETRELLA, 2001).

O reúso planejado de águas residuárias não é um conceito novo e já é praticado há muitos anos (SCHNEIDER et al., 2001). Este comportamento deve ser cada vez mais considerado, pois a recuperação da água reduz a demanda sobre os mananciais de água bruta. Entre as alternativas existentes para viabilizar o reúso, o desenvolvimento das técnicas de separação dos materiais por membranas ganha grande destaque. As técnicas de separação por membranas apresentam as vantagens de serem operadas sem aditivos e possibilitar separação seletiva de materiais (LAPOLLI, 1998; STEPHEENSON, 2000).

Os sistemas de tratamento de esgoto sanitários, em geral, resultam em bom nível de redução de carga orgânica. No entanto, somente, tratamentos avançados levam a uma significativa redução bacteriológica, e a remoção de contaminantes que permitem reúso para fins mais nobres (STEPHEENSON, 2000; FANE et al., 2000). A tecnologia de membranas já é efetiva no tratamento de águas para abastecimento e contribui para resolver problemas de ordem sanitário ligados aos esgotos. Ainda, essa técnica de tratamento evita a geração de subprodutos tóxicos, como os trihalometanos, pela interação de moléculas não biodegradáveis com oxidantes clorados (HABERT et al., 1997; LAPOLLI, 1998; APTEL et al., 2002).

Neste trabalho, foi utilizada a tecnologia de membranas como pós-tratamento de efluentes sanitários tratados biologicamente na Companhia Catarinense de Água e Saneamento (CASAN) de Florianópolis – SC, visando melhorar os parâmetros de qualidade do permeado, com possibilidade de reuso. Os objetivos deste trabalho foram utilizar a microfiltração como tratamento terciário de efluente doméstico, analisar o desempenho do processo de microfiltração, verificar a qualidade do permeado bem como avaliar a eficiência de limpeza da membrana.

A parceria existente entre o Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina (PPGEA-UFSC) e a Companhia Catarinense de Água e Saneamento (CASAN) contribuem para que estudos relacionados ao saneamento possam apresentar desenvolvimento contínuo.

2 OBJETIVOS DO TRABALHO

2.1 Objetivo Geral

O objetivo geral deste trabalho é testar o piloto de filtração tangencial NETZSCH com membrana cerâmica ($\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$), como sistema de pós-tratamento de efluentes sanitários visando a melhora da qualidade do permeado.

2.2 Objetivos Específicos

- a) Estudar o comportamento hidrodinâmico do piloto verificando seu desempenho através das diferentes condições operacionais de trabalho.
- b) Analisar as características do efluente antes e depois do processo de filtração.
- c) Verificar o problema do decréscimo do fluxo do permeado devido à colmatação.
- d) Avaliar o comportamento e a qualidade do Fluxo do permeado decorrente da aplicação de coagulantes.
- e) Testar a influência do sistema de retrolavagem ou “backflushing” no comportamento e na qualidade do Fluxo do permeado.

3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1 Apresentação

Este capítulo apresenta uma revisão da bibliografia preliminar na área e que serviu de base para o desenvolvimento deste trabalho.

A presente revisão é composta de três partes a saber:

- A primeira apresenta os princípios básicos do tratamento biológico dos esgotos sanitários;
- A segunda aborda os principais processos que utilizam membranas, com ênfase para a microfiltração, seus princípios e seus parâmetros operacionais, bem como os fenômenos envolvidos durante o processo;
- A terceira e última parte trata das aplicações do processo de membranas para tratamento de águas de abastecimento e águas residuárias, destacando os processos de filtração para o tratamento de esgotos domésticos.

3.2 Esgotos Sanitários

Os esgotos domésticos e industriais contêm grande número de substâncias contaminantes e que podem ser separadas em três categorias principais (ROQUES, 1980):

- As matérias dissolvidas, orgânicas ou minerais, biodegradáveis, ou não;
- As matérias coloidais e/ou emulsões (graxas, óleos solúveis, etc);
- As matérias em suspensão, orgânicas ou minerais.

Os teores desses diferentes tipos de contaminantes são extremamente variáveis no tempo e dependem da origem dos esgotos. A determinação da natureza e da quantidade de cada uma das substâncias presentes pode ser realizada, mas, na maioria dos casos, aliada à longas e custosas análises. Desta forma, procura-se

caracterizar os esgotos através de testes tais como: DQO, DBO₅, pH, temperatura, sólidos em suspensão, entre outros.

Os métodos de tratamento em que fenômenos físicos predominam são conhecidos como operações unitárias. Métodos de tratamento em que a remoção de contaminantes é alcançada através de reações químicas ou biológicas são denominados processos unitários. Operações unitárias são associadas aos processos para proporcionar o que é conhecido como tratamento primário, secundário e avançado (terciário) (METCALF & EDDY, 1991).

No tratamento primário, operações físicas, tais como o gradeamento e a sedimentação, são usadas para remoção de sólidos flutuantes e sedimentáveis encontrados no esgoto. No tratamento secundário, os processos químicos e biológicos são usados para remoção da matéria orgânica. No tratamento avançado são utilizadas combinações de unidades de operação e processos para remover outros constituintes tais como nitrogênio e fósforo (LAPOLLI, 1998).

3.3 Tratamento Biológico de Esgotos

O tratamento biológico é utilizado, principalmente, para remover as substâncias orgânicas biodegradáveis (coloidais ou dissolvidas) presentes no esgoto. Basicamente, estas substâncias são convertidas em gases que podem escapar para a atmosfera ou, então, serem transformadas em tecido celular, sendo posteriormente removidas através da sedimentação. O tratamento biológico pode, também, ser utilizado para remover nutrientes (nitrogênio e fósforo) do esgoto. O entendimento das atividades bioquímicas dos microrganismos envolvidos no processo de tratamento biológico é de fundamental importância na escolha do processo. Dois aspectos devem ser considerados:

- as necessidades nutricionais dos microrganismos;
- a natureza do metabolismo microbiano.

Para sua reprodução e funções propriamente ditas, os microrganismos devem possuir uma fonte de energia-carbono para síntese de novo material celular e elementos inorgânicos (nutrientes), tais como, nitrogênio, fósforo, potássio, cálcio e magnésio. Os nutrientes orgânicos (fatores de crescimento) são também necessários para síntese celular.

Duas das mais comuns fontes de carbono celular para os microrganismos são a matéria orgânica e o CO_2 . Os organismos que usam o carbono orgânico para formação de tecido celular são chamados heterotróficos. Os organismos que utilizam o CO_2 são chamados autotróficos (METCALF & EDDY, 1991).

Entre os processos de tratamento biológico de esgotos destacam-se os aeróbios e os anaeróbios.

3.3.1 Processos Anaeróbios

Os processos anaeróbios são processos biológicos de tratamento em que a estabilização da matéria orgânica ocorre sem a presença de oxigênio livre e pela sua conversão em metano (CH_4) e produtos inorgânicos dentre os quais CO_2 e NH_3 .

Aplicados a determinados efluentes, esses processos para tratamento possuem algumas vantagens como: baixa produção de lodo, cargas orgânicas aplicadas elevadas, baixa produção de biomassa, portanto menor necessidade de nutrientes e produção de energia na forma de gás (metano). Entretanto, em muitos casos, a partida do processo e o seu controle são bastante delicados, se comparados com os processos aeróbios. Além disso, o substrato carbonáceo não é suficientemente degradado. Como a maioria dos processos naturais de fermentação, a biodigestão

anaeróbia depende muito mais de mecanismos reguladores intrínsecos que de controles externos.

3.3.2 Processos Aeróbios

Os processos aeróbios são processos biológicos de tratamento que ocorrem com a presença de oxigênio. Estes são mais comumente aplicados para o tratamento da matéria carbonácea solúvel.

Como sistemas aeróbios de tratamento de esgotos destacam-se:

- a) sistemas com biomassa livre, em que as bactérias se encontram em suspensão;
- b) sistemas com biomassa fixa, em que as bactérias se encontram fixas sobre um meio suporte.

a) Sistemas com biomassa livre

Estes sistemas englobam o processo de lodos ativados e suas variantes. A degradação da matéria orgânica ocorre por oxidação mediante a ação dos microrganismos presentes. Parte da biomassa serve para síntese de novos materiais celulares. As condições da cultura induzem os microrganismos a se aglomerarem em flocos para que estes possam ser posteriormente removidos através da decantação. O restante da poluição carbonácea é transformada em substâncias minerais gasosa (CO_2) ou solúveis.

b) Sistemas com biomassa fixa

Existe grande diversidade de sistemas à biomassa fixa: leitos bacterianos, biofiltros, discos biológicos. No caso de leitos bacterianos, o suporte é constituído de rochas fragmentadas ou, ainda, de material plástico com uma grande superfície específica. O efluente percola através do meio, sendo a matéria orgânica metabolizada progressivamente pelos micro e macrorganismos presentes (bactérias, fungos, protozoários, larvas de insetos, etc).

Os discos biológicos são parcialmente imersos no efluente a ser tratado consistindo, basicamente, de um empilhamento de discos girando lentamente (algumas rotações por minuto). Este tipo de tratamento corresponde a um tratamento de lodos ativados a meia carga (LAPOLLI, 1998).

3.4 Lodos Ativados

O sistema de lodos ativados é amplamente utilizado, a nível mundial, para o tratamento de despejos domésticos e industriais, em situações em que é necessária uma elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área. No entanto, o sistema de lodos ativados inclui um índice de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento, implicando em uma operação mais sofisticada e em maiores consumos de energia elétrica.

As seguintes unidades são parte integrante da etapa biológica do sistema de lodos ativados (fluxo do líquido):

- Tanque de aeração (reator),
- Tanque de decantação (decantador secundário),
- Recirculação de lodo.

No reator ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica e, em determinadas condições, da matéria nitrogenada. A biomassa se utiliza do substrato presente no esgoto bruto para se desenvolver. No decantador secundário ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo a que o efluente final saia clarificado. Os sólidos sedimentados no fundo do decantador secundário são recirculados para o reator, aumentando a concentração de biomassa do mesmo, o que é responsável pela elevada eficiência do sistema (VON SPERLING, 1997).

A biomassa consegue ser facilmente separada no decantador secundário devido à sua propriedade de flocular. Tal se deve ao fato das bactérias possuírem uma matriz gelatinosa, que permite a aglutinação das bactérias e outros microrganismos, como protozoários. O floco possui maiores dimensões, o que facilita a sedimentação.

Em virtude da recirculação do lodo, a concentração de sólidos em suspensão no tanque de aeração no sistema de lodos ativados é mais de 10 vezes superior à de uma lagoa aerada de mistura completa, sem recirculação. Nos sistemas de lodos ativados, o tempo de detenção do líquido é bem baixo, da ordem de horas, implicando em que o volume do tanque de aeração seja bem reduzido. No entanto, devido à recirculação dos sólidos, estes permanecem no sistema por um tempo superior ao do líquido. O tempo de retenção dos sólidos é denominado *idade do lodo*. É esta maior permanência dos sólidos no sistema que garante a elevada eficiência dos sistemas de lodos ativados, já que a biomassa tem tempo suficiente para metabolizar praticamente toda a matéria orgânica dos esgotos (VON SPERLING, 1997).

No tanque de aeração, devido à entrada continua de alimento, os microrganismos crescem e se reproduzem continuamente. Caso fosse permitido que a população dos mesmos crescesse indefinidamente, eles tenderiam a atingir concentrações excessivas no tanque de aeração, dificultando a transferência de oxigênio a todas

as células. Ademais, o decantador secundário ficaria sobrecarregado, e os sólidos não teriam mais condições de sedimentar satisfatoriamente, vindo a sair com o efluente final, deteriorando sua qualidade. Para manter o sistema em equilíbrio, é necessário que se retire aproximadamente a mesma quantidade de biomassa que é aumentada por reprodução. Este é, portanto, o *lodo biológico excedente*, que pode ser extraído diretamente do reator ou da linha de recirculação. O lodo excedente deve sofrer tratamento adicional, na linha de tratamento do lodo, usualmente compreendendo o adensamento, a estabilização e a desidratação.

O sistema de lodos ativados pode ser adaptado para incluir remoções biológicas de nitrogênio e fósforo, atualmente praticadas em forma sistemática em diversos países. Com relação à remoção de coliformes, devido aos reduzidos tempos de detenção nas unidades do sistema de lodos ativados, tem-se que a eficiência é baixa e usualmente insuficiente para atender aos requisitos de qualidade dos corpos receptores (VON SPERLING, 1997).

3.5 Filtração em Membranas

3.5.1 Considerações Gerais

A tecnologia de membranas é amplamente aceita para melhorar a qualidade dos diferentes tipos de água na superfície terrestre, desde as águas potáveis, não potáveis e salobras. A tecnologia de membranas também é usada em processos industriais e seus sistemas de tratamento e, ultimamente, tem avançado na área do tratamento secundário e terciário de esgotos com o objetivo de incrementar a produção de água com maior pureza e qualidade para vários propósitos (NICOLAISEN, 2002).

A utilização de membranas tem por objetivo principal realizar a separação de substâncias de diferentes propriedades (tamanho, forma, difusibilidade, etc). O

trabalho prático dessas barreiras fundamenta-se nas propriedades das membranas semi-permeáveis que podem ser definidas como o conjunto de métodos e propriedades concernente ao transporte de matéria através de materiais com permeabilidade seletiva. Uma membrana semi-permeável é, portanto, uma barreira que permite certas transferências de matéria entre dois meios que ela separa (LAPOLLI, 1998).

Os processos de filtração podem ser classificados dependendo do tamanho do poro da membrana utilizada, sendo os mais comuns: a microfiltração, ultrafiltração e osmose reversa (Figura 1).

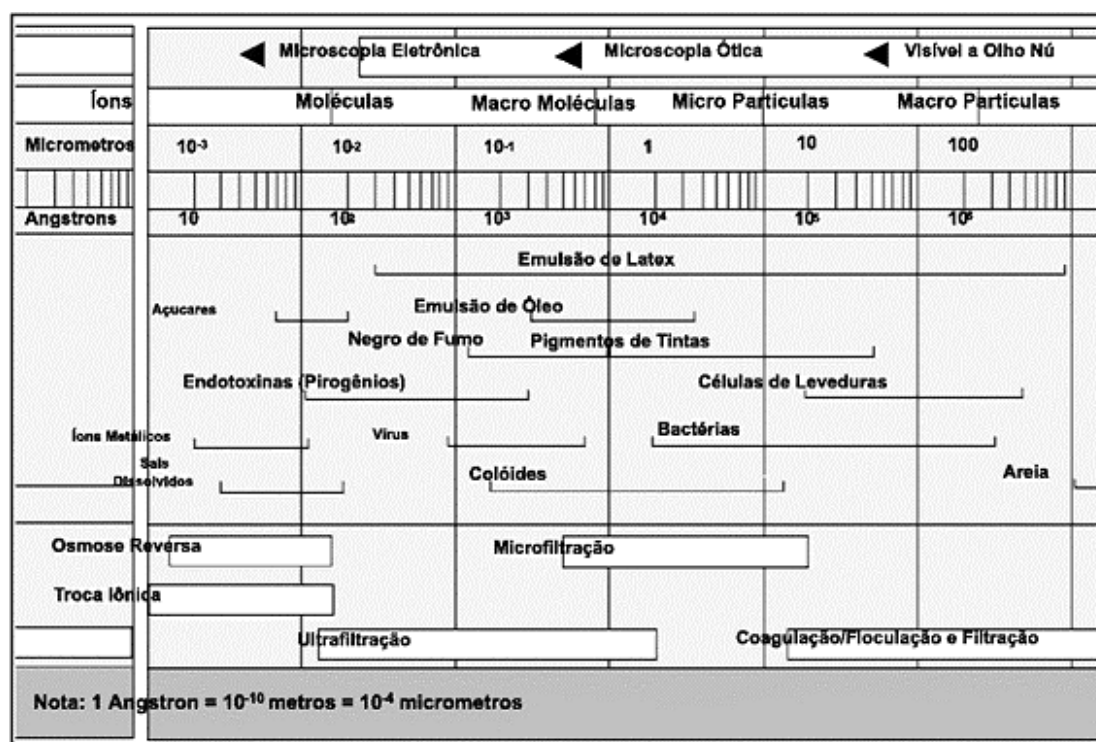


Figura 1) Diferentes tipos de filtração segundo o tamanho médio das partículas e o tamanho dos poros da membrana (REVISTA GERENCIAMENTO AMBIENTAL, 2002).

Vários são os processos de separação por membranas e estes podem ser classificados de acordo com a força motriz necessária à separação (Tabela 1).

Tabela 1) Principais processos com membranas e a força motriz necessária à separação

PROCESSO	FORÇA MOTRIZ
Osmose Reversa	Diferença de pressão
Ultrafiltração	Diferença de pressão
Microfiltração	Diferença de pressão
Pervaporação	Diferença de pressão (vácuo)
Diálise	Diferença de concentração
Eletrodiálise	Diferença de potencial elétrico

Fonte: PETRUS, 1997

Não são observadas diferenças significativas entre os processos de microfiltração e ultrafiltração, a não ser pelo maior diâmetro dos poros das membranas de microfiltração e da pressão menor, normalmente utilizada para se promover a separação e/ou concentração de moléculas. Comparadas com a osmose reversa as diferenças, no entanto, são acentuadas. Na osmose reversa, a membrana é relativamente densa e praticamente sem poros. A pressão de trabalho é bem superior em relação à microfiltração e a ultrafiltração (LAPOLLI, 1998).

A classificação das membranas mais utilizada na área do saneamento básico é apresentada na Tabela 2.

Tabela 2) Membranas utilizadas no tratamento de água e esgoto.

Membrana	Porosidade	Material retido
Microfiltração	0,1 µm – 0,2 µm	Protozoários, bactérias, vírus (maioria), partículas.
Ultrafiltração	1.000 – 100.000D	Material removido na MF + colóides + totalidade de vírus.
Nanofiltração	200 – 1.000D	Íons divalentes e trivalentes, moléculas orgânicas com tamanho maior do que a porosidade média da membrana.
Osmose reversa	< 200D	Íons, praticamente toda a matéria orgânica.

Fonte: SCHNEIDER et al., 2001

3.5.2 Materiais das Membranas

A princípio, qualquer material que permita a síntese de filmes com porosidade controlada pode ser utilizado na fabricação de membranas.

Em função da aplicação a que se destina a membrana, estas podem apresentar diversas texturas como:

a) textura física: densas ou porosas. Uma membrana densa se caracteriza pela ausência de porosidade. Ela é fabricada a base de polímero de alta densidade e se apresenta sob a forma de camadas finas de material cerâmico ou metálico. A transferência de moléculas através da membrana se desenvolve segundo mecanismo de solução-difusão. Uma membrana porosa deve possuir boa

resistência mecânica, porém espessura fina que permita vazão de permeação elevada (LAPOLLI, 1998).

b) textura de origem: natural ou artificial. As membranas sintéticas são produzidas a partir de duas classes distintas de material: os **polímeros orgânicos** e as membranas de material **inorgânico**. (RESEAU NOVELECT-INNOVATION ÉNERGÉTIQUE ÉLECTRICITÉ, 1993).

Polímeros Orgânicos: são uma classe de materiais extremamente versáteis, obtidos por síntese ou por extração de produtos naturais. Os sistemas poliméricos são formados de macromoléculas (usualmente com peso molecular acima de 20.000) com apreciáveis forças intermoleculares que garantem coesão, facilidade de formar filmes autossuportáveis e boas propriedades mecânicas.

Inorgânicas: a classe tradicional é de material cerâmico, representam uma opção que permite aumentar limites de operação a temperaturas elevadas (acima de 150°C) e em meios quimicamente agressivos. São representantes clássicos desta categoria a alumina, sílica, óxido de silício ou de alumínio, zircônio e titânio. Sua importância maior reside no fato que permitem a fabricação de estruturas microporosas bem variadas com um bom controle de distribuição de tamanho de poros, caracterizadas por resistências térmicas e químicas elevadas e baixa plasticidade.

Na categoria geral dos cerâmicos, deve-se mencionar que vários tipos de vidros e grafite também são usados para fabricar membranas microporosas. O vidro é basicamente sílica amorfa, enquanto o grafite é uma forma cristalina do carbono.

As compostas por metais apresentam alta condutividade e resistência mecânica, características que indicaram como material de membrana, seja densa ou porosa. É o caso de alguns metais de transição como: Pd, Ag, W, Mo que são empregados puro ou como ligas com Ni, Rh e outros.

As membranas inorgânicas apresentam maior vida útil e permitem limpezas mais eficientes em relação às orgânicas. A Tabela 3 mostra uma comparação das propriedades das membranas inorgânicas e orgânicas.

Tabela 3) Comparação das propriedades das membranas inorgânicas e orgânicas.

Propriedade	Membrana inorgânica	Membrana orgânica
Aplicação	MF,UF	MF, UF, NF, RO
Resistência térmica	Cerâmicas < 250°C Carvão/grafite < 180°C Aço < 400°C	Acetato de Celulose < 40°C Polisulfona < 90°C Aramida < 45°C Poliacrolonitrila < 60°C Polipropileno < 70°C
Faixa de pH	0 - 14	Maioria dos polímeros: 2-12 Acetato de celulose: 4,5 < pH < 6,5
Resistência mecânica	Boa	Média a ruim, necessitam de suporte
Tolerância a materiais oxidantes	Boa	Depende do polímero, tempo de contato e concentração do oxidante (a maioria dos polímeros não resiste a ação de oxidantes)
Compactação	Não	Sim
Vida útil	10 anos	5 anos

Fonte: CARDOT, 1999

3.5.3 Classificação das Membranas

De acordo com a ESMST (European Society of Membrane Science and Technology) as membranas classificam-se em:

As membranas de primeira geração eram membranas isotrópicas ou simétricas com poros regulares, quase cilíndricos, que atravessavam toda a espessura da membrana. Este tipo de membrana possuía varias limitações devido à pressão. São pouco utilizadas em aplicações industriais, pois as perdas de carga são consideráveis. Essas membranas são sensíveis aos ataques de microrganismos. Dos principais inconvenientes são um fraco fluxo do permeado ligado às fortes perdas de carga devido a grande espessura e de uma duração de vida relativamente curta, devido a sua sensibilidade à hidrólise e aos ataques bacterianos (LACOSTE, 1992).

As membranas assimétricas ou anisotrópicas da segunda geração são caracterizadas por um gradiente de porosidade interno onde uma fina película fica situada sobre uma superfície mais grossa. Estas membranas são constituídas geralmente de um único tipo de polímero. Apresentam boas propriedades mecânicas e proporcionam um melhor fluxo de permeado, resistem bem aos ataques químicos e bacterianos, não suportando, porém, altas temperaturas e valores extremos de pH.

E finalmente, as membranas mais desenvolvidas são as de terceira geração, as membranas compostas. Nesses sistemas, a membrana filtrante é depositada na forma de um filme fino sobre a estrutura de suporte, que geralmente é uma membrana assimétrica. Estas membranas são as mais utilizadas devido à redução do custo operacional que geram. São as mais recentes e que apresentam melhor desempenho como boa resistência aos agentes químicos ($1 < \text{pH} < 14$), aos solventes, aos oxidantes, a fortes pressões e altas temperaturas.

A Figura 2 apresenta as morfologias mais comuns observadas em membranas.

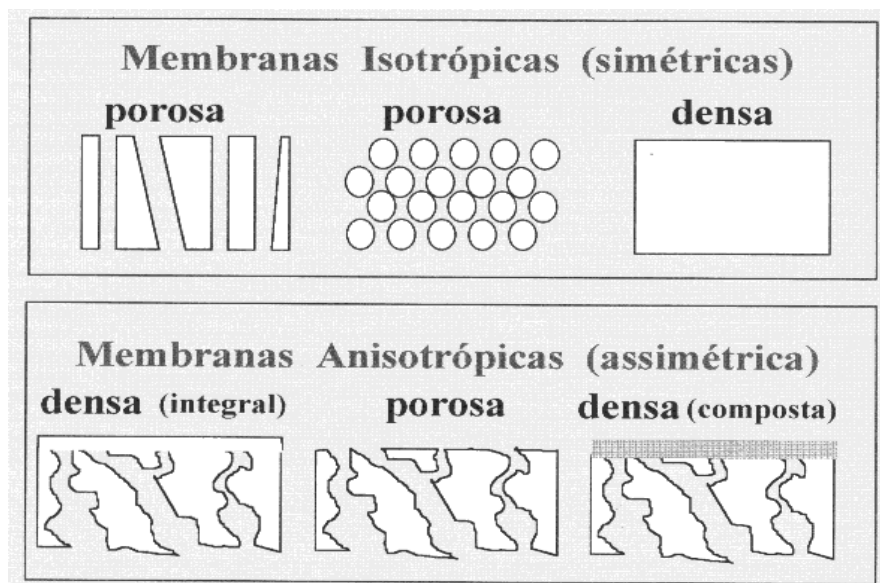


Figura 2) Representação esquemática da morfologia das membranas (HABERT et al., 1997).

3.5.4 Módulos das Membranas

O módulo é o elemento básico de um sistema de membrana que congrega todas as estruturas necessárias para viabilizar a operação da membrana como unidade de separação. O módulo contém os seguintes elementos:

- Membranas;
- Estruturas de suporte da pressão, do vácuo ou da corrente elétrica aplicados ao sistema;
- Canais de alimentação e remoção do permeado e do concentrado.

Os módulos são projetados com os seguintes objetivos:

- Limitar o acúmulo de material retido pela membrana através da otimização da circulação do fluido a ser tratado;
- Maximizar a superfície da membrana por volume de módulo;
- Evitar a contaminação do permeado com o material do concentrado.

O projeto dos módulos deve também atender os seguintes requisitos:

- Simplicidade de manuseio;
- Permitir a limpeza eficiente das membranas;
- Baixo volume morto.

Os principais tipos de módulos comercializados no mercado são: módulos com placas, módulos tubulares, módulos espirais, módulos com fibras ocas e módulos com discos rotatórios (SCHNEIDER et al., 2001).

3.5.5 Filtração Tangencial e Direta

No sistema de filtração convencional, também chamado como "dead-end-filtration", o fluxo do permeado opera no mesmo sentido do fluxo de circulação. Por outro lado, na filtração tangencial, também conhecida como "crossflow filtration", o fluxo do permeado circula em sentido perpendicular enquanto o fluxo de circulação do sistema permanece em sentido paralelo conforme mostra a Figura 3. Este fenômeno é possível devido ao um sistema de pressão que é aplicado ao sistema, dividindo assim o fluxo no permeado e no recirculado.

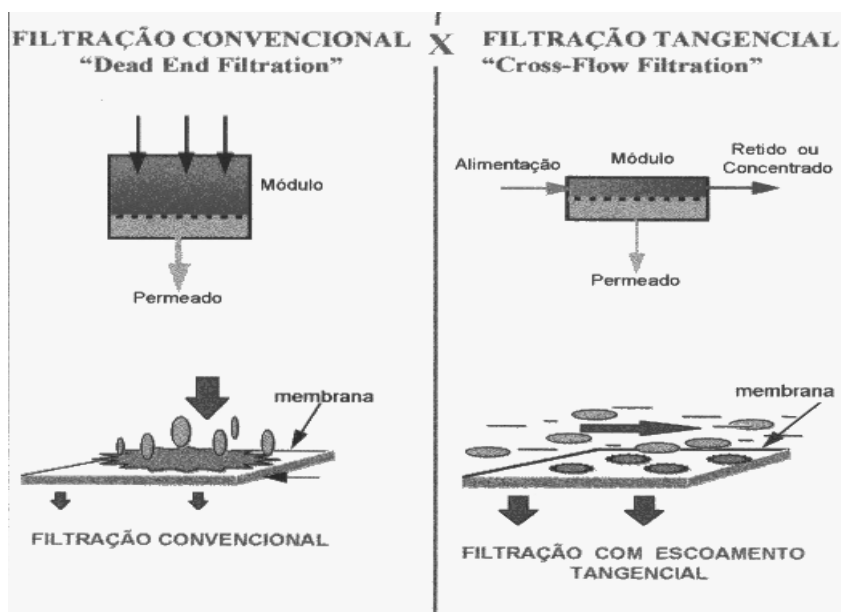


Figura 3) Esquema ilustrativo da filtração convencional e filtração tangencial (HABERT et al., 1997).

Segundo Malack et al. (1996), a eficiência da filtração tangencial varia em função dos parâmetros operacionais do sistema como são:

- i. Velocidade tangencial;
- ii. Pressão transmembrana;
- iii. Temperatura;
- iv. Tamanho do poro da membrana e
- v. Características do líquido permeado.

O processo de microfiltração tangencial é usado amplamente em varias indústrias para:

- ✓ Clarificação de sucos de frutas, vinhos, sidra e vinagre;
- ✓ Separação de gorduras e bactérias do leite;
- ✓ Remoção da levedura da cerveja;
- ✓ Clarificação do líquido antes de outros sistemas de filtração como ultrafiltração ou eletrodialise;

- ✓ Limpeza de água potável sem necessidade do uso de produtos químicos (redução da carga microbiana);
- ✓ Filtração de caldos fermentados;
- ✓ Melhoria das soluções de limpeza nas indústrias de alimentos e metal mecânicas e;
- ✓ Tratamento de águas e esgotos (RIPPERGER et al., 2002).

3.6 Características das Membranas (Petrus, 1997)

As características mais importantes das membranas são: espessura, porosidade, seletividade e permeabilidade.

3.6.1 Espessura

Em membranas com as mesmas características morfológicas, quanto maior a espessura da subcamada, maior a sua resistência ao fluxo e menor a taxa de permeação.

Para aumentar a resistência das membranas utilizadas industrialmente, elas apresentam suporte macroporoso. A nova resistência apresentada pelas membranas é sempre inferior a da subcamada. Dessa forma, a camada filtrante, a subcamada e o suporte macroporoso funcionam com resistências decrescentes e em série.

3.6.2 Porosidade

Porosidade é a relação existente entre a parte sólida e os poros da membrana, isto é, pode ser considerada como a quantidade de vazios em sua estrutura. A

porosidade pode ser considerada apenas parte superficial da membrana, ou seja, da camada filtrante e, neste caso, será expressa em poros/m², ou ainda, pode ser referida a toda a membrana e ser expressa como:

$$\varepsilon = 1 - \frac{DM}{DP} \quad (3.1)$$

Em que:

ε : Porosidade (s.d)

DM: Densidade da membrana (kg/m³)

DP : Densidade do polímero (kg/m³)

Quanto maior a porosidade da subcamada, menor a resistência ao fluxo do solvente através da membrana.

A porosidade de uma membrana relaciona-se diretamente com o processo utilizado em sua preparação ou em seu pós-tratamento.

3.6.3 Seletividade

A seletividade depende da distribuição dos diâmetros dos poros. A sua determinação para uma membrana é de fundamental importância para sua caracterização. No entanto, não se encontram membranas com diâmetros de poros únicos, e sim, com uma certa distribuição em torno de um diâmetro médio.

Vários são os métodos para determinação do diâmetro médio dos poros de uma membrana, entre os mais utilizados pode-se citar:

- a) medida direta com auxílio do microscópio eletrônico de varredura;
- b) porosimetria de mercúrio;

- c) porosimetria de deslocamento de líquido;
- d) uso de soluções de polímeros polidispersos.

a) Medida direta com auxílio do microscópio eletrônico de varredura

Neste método, a imagem é registrada com o uso de um microscópio eletrônico e com auxílio de uma estação de tratamento de imagens, podendo-se medir os diâmetros dos poros na superfície. Porém, esse método apresenta limitações quando os poros são muito pequenos e com variedade de tamanhos e, também, quando ocorrem fraturas na superfície que podem ser confundidas com poros.

b) Porosimetria de mercúrio.

Este método baseia-se na intrusão de mercúrio nos poros da membrana. A força necessária é diretamente proporcional ao diâmetro dos poros, do ângulo de contato entre o líquido e a membrana e da tensão interfacial do material constituinte da membrana. Pode ser expressa de acordo com a equação de Cantor:

$$r = 2\gamma \cdot \cos\theta / P \quad (3.2)$$

Em que:

r : raio do poro (m)

γ : tensão interfacial (Pa.m)

θ : ângulo de contacto

P : pressão aplicada (Pa)

Desta forma pode-se calcular o perfil de distribuição do diâmetro dos poros.

c) Porosimetria de deslocamento de líquido

O método utiliza dois líquidos imiscíveis com tensões interfaciais conhecidas, sendo que a membrana é preenchida com um dos líquidos e, o outro, é forçado gradualmente e sob pressão através da membrana. Mede-se o fluxo de permeado e a pressão de equilíbrio. Através da combinação da equação de Cantor com a equação de Hagen-Poiseuille, pode-se determinar o perfil de distribuição do diâmetro dos poros de uma membrana.

De acordo com Bottino et al. (1991) este método apresenta a vantagem de trabalhar com baixas pressões.

d) Uso de soluções de polímeros dispersos

Os poros de uma membrana estão distribuídos de forma binodal em função de seus diâmetros na superfície da membrana. Em vista disso, a retenção de macromoléculas apresenta dependência na forma sigmoideal frente a sua massa molecular.

Este método é mais utilizado para determinar a zona e o ponto de corte de uma membrana, sendo que a zona de corte representa a região em que macromoléculas de diferentes massas moleculares são parcialmente retidas e o ponto de corte é expresso como a massa molecular da menor molécula retida.

Como todos os demais métodos, este também apresenta limitações, sendo que a principal delas é que a retenção de macromoléculas depende fundamentalmente das condições operacionais do experimento, tais como: temperatura, pressão e turbulência.

3.6.4 Permeabilidade

O material que atravessa a membrana pode ser medido pela sua permeabilidade. O mecanismo de transporte é o do fluxo capilar convectivo, em que cada poro é assimilado a um capilar e a soma de todos os escoamentos fornece o fluxo total (DUCLERT, 1989).

A permeabilidade à água permite avaliar a porosidade superficial e da subestrutura da membrana, fornecendo informações sobre as propriedades hidrofílicas-hidrofóbicas, portanto, sendo fundamental para sua caracterização.

A lei de Hagen-Poiseuille permite expressar o transporte de solvente por uma membrana. A relação a seguir fornece o fluxo de solvente:

$$J = N \cdot \pi \cdot dp^4 \cdot \Delta P / 128 \cdot \mu \cdot \ell \quad (3.3)$$

Em que:

J : fluxo do solvente (normalmente expresso em $m^3/m^2 \cdot s$)

N : número de poros por unidade de superfície (m^{-2})

dp: diâmetro de poros (m)

ΔP : pressão transmembrana (Pa)

μ : viscosidade dinâmica (Pa.s)

ℓ : comprimento do poro (m)

Sendo:

$$N = (4 \cdot \varepsilon) / (\pi \cdot \tau \cdot dp^2) \quad (3.4)$$

Em que:

ε : porosidade (s.d.)

τ : fator de tortuosidade (s.d)

dp : diâmetro dos capilares (m)

Substituindo a equação 3.4 na equação 3.3 tem-se:

$$J = (\varepsilon \cdot dp^2 / 32 \cdot l \cdot \tau) \cdot (\Delta P / \mu) \cdot R_T$$

Em que:

R_T : Resistência total da membrana (m^{-1})

Para o caso de soluções que apresentam diferentes tipos de macromoléculas e de massas moleculares variadas e partículas em suspensão, deve-se levar em consideração outras resistências ao fluxo de permeado. Assim sendo, a equação torna-se:

$$J = (\Delta P - \Delta \pi) / \mu (R_M + R_P + R_g + R_c) \quad (3.6)$$

Em que:

J : fluxo de permeado ($m^3 / m^2 \cdot s$)

ΔP : pressão mecânica aplicada (Pa)

$\Delta \pi$: pressão osmótica (Pa)

μ : viscosidade da solução (Pa.s)

R_M : resistência da membrana (m^{-1})

R_P : resistência da zona de polarização (m^{-1})

R_g : resistência da camada de gel (m^{-1})

R_c : resistência devida à colmatação (m^{-1})

3.7 Colmatação

Durante o processo de filtração ocorre um fenômeno físico na membrana denominado "colmatação", apresentado como um decaimento de fluxo do permeado ao longo do tempo de filtrado. Este fenômeno ocorre devido à formação

de uma camada na superfície da membrana que ao obstruir os poros da membrana, reduz sua capacidade de filtração. Isto ocorre também na filtração tangencial, porém, a uma menor escala do que na filtração convencional. A intensidade da colmatação depende de diversos fatores como as características do líquido filtrado, assim como das propriedades da membrana utilizada.

O declínio no fluxo do permeado, o qual acontece devido à perda de permeabilidade da membrana, tem sido foco de vários estudos. Alguns dos principais fatores que provocam este fenômeno são: o material do qual está constituída a membrana, as características do líquido a permear, assim como a concentração pela polarização (AL-MALACK, 1996).

Uma ilustração dos mecanismos envolvidos na colmatação é mostrada na Figura 4.

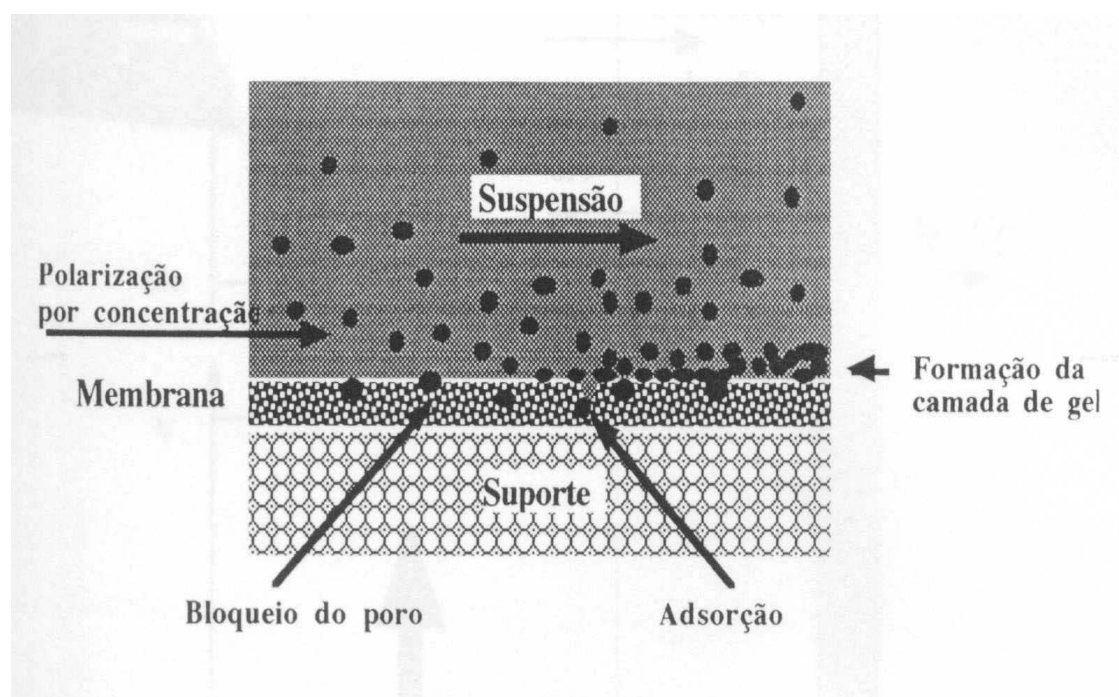


Figura 4) Mecanismos envolvidos na colmatação de membranas (WISNIEWSKI, 1996).

3.7.1 Polarização por Concentração

Os processos de filtração têm como limitação o fenômeno de polarização por concentração, isto é, a formação de uma camada de gel nas paredes da membrana, na qual a concentração de soluto tende a aumentar ao longo do tempo obstruindo os poros e produzindo uma queda no fluxo do permeado. Esta camada de espessura suposta constante, denominada como (δ), depende das variadas condições hidrodinâmicas do sistema ficando, normalmente, com a espessura aproximada de 0,5 mm.

No modelo de difusão-convecção, no estado estacionário, o fluxo líquido de soluto (J) através da membrana resulta da diferença entre o fluxo de convecção e o fluxo de retrodifusão, como ilustrado na Figura 5.

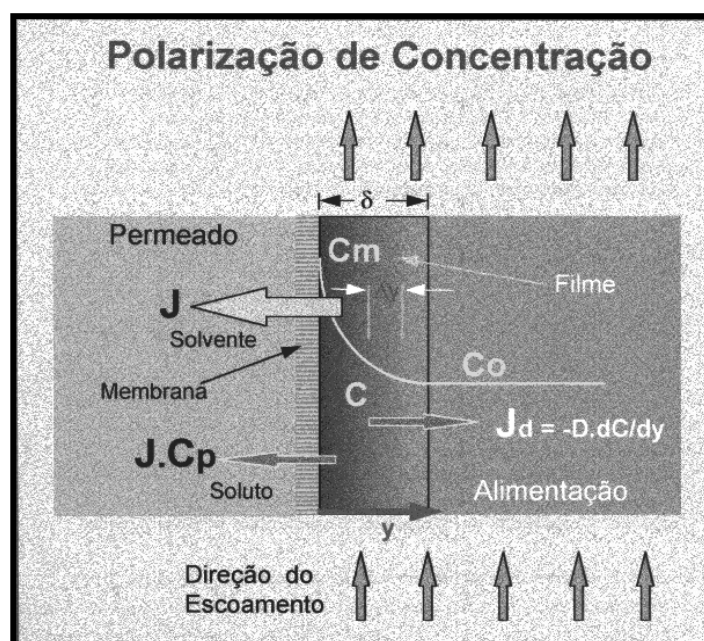


Figura 5: Esquema do fenômeno polarização de concentração em membranas. J =fluxo do solvente, C_p =concentração do permeado. C_m = concentração do solvente próximo à membrana, C_o = concentração do solvente no seio do fluxo (HABERT et al., 1997).

Dessa forma, tem-se que:

$$J = J_p \cdot C - D_s \cdot dC/dX \quad (3.7)$$

Em que:

J_p : fluxo do permeado ($m^3/m^2 \cdot s$)

$D_s \cdot dC/dX$: fluxo de soluto devido a difusão, que obedece a lei de Fick

C : concentração do soluto na camada de difusão (mol/m^3)

D_s : coeficiente de difusão do soluto na solução (m^2/s)

X : espessura da camada de difusão ($0 < X < \delta$) (m)

Integrando-se a expressão 3.7 ao longo de toda espessura da camada de polarização, obtém-se o valor do fluxo do permeado:

$$J_p = D_s/\delta \cdot \ln [(C_{lim}-C_p)/(C-C_p)] \quad (3.8)$$

Em que:

$D_s/\delta = K_m$: coeficiente de transferência de massa (m/s)

C_{lim} : concentração do soluto próximo à superfície da membrana (mol/m^3)

C_p : concentração do soluto no permeado (mol/m^3)

Se a membrana impede a passagem do soluto, $C_p = 0$, então:

$$J_p = K_m \cdot \ln (C_{lim}/C)$$

O fator de polarização γ caracteriza o funcionamento da membrana para um determinado meio:

$$\gamma = C_{lim}/C_0$$

Em que:

C_0 = concentração de solutos fora da camada de polarização (mol/m^3)

Definindo-se a taxa de retenção absoluta (R_a):

$$R_a = 1 - C_p/C_{lim}$$

Para reduzir os efeitos causados pelo fenômeno de polarização, várias alternativas são propostas, tais como: o aumento da velocidade de circulação (aumento da turbulência), a diminuição da pressão transmembrana, a elevação da temperatura para diminuir a viscosidade, etc (LACOSTE, 1992; BADER & VEENSTRA, 1996; TARDIEU, 1997, PETRUS, 1997, LAPOLLI, 1998).

3.7.2 Camada de Gel

A camada de gel, também chamada de torta de filtro, é formada pelo material oriundo da água de alimentação retido na superfície da membrana. Sua formação se inicia com a retenção de partículas com diâmetro maior do que o diâmetro dos poros. Após a formação da primeira camada, a torta passa a atuar como uma membrana adicional. Esta geralmente tem uma estrutura irregular e uma dinâmica de crescimento própria devida não somente à incorporação de material particulado com diâmetro maior do que os poros da torta, mas também pela incorporação de colóides, partículas e moléculas de tamanho menor do que os poros da torta, que são retidos por uma variedade de processos (SCHNEIDER et al., 2001).

Devido a este fenômeno, parece então, uma resistência suplementar R_g causada pela formação de uma camada de gel resultante da precipitação das macromoléculas sobre a membrana (Figura 6).

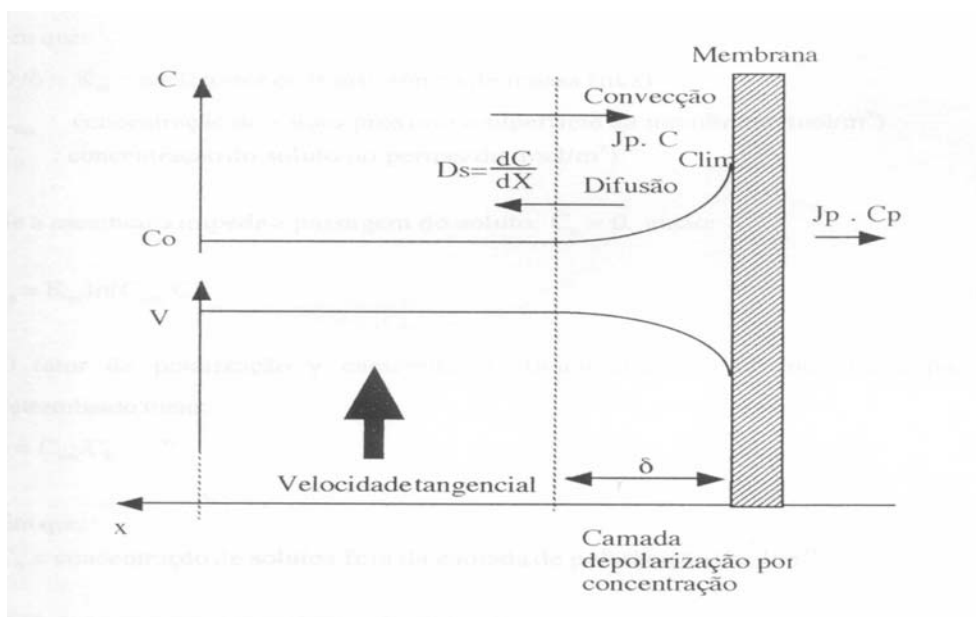


Figura 6) Camada de gel e perfil de concentração para uma membrana (MOULIN, 1987).

Não é possível evitar a formação da camada de gel. A formação dessa camada depende das características da suspensão em circulação e, também, das condições em que é operado o sistema. O equilíbrio entre as suas duas direções de convecção (deposição pela permeação e retirada por cisalhamento) torna-se determinante, conduzindo a um estado de equilíbrio dinâmico, em que todas as partículas são agregadas e desagregadas em uma mesma taxa. Assim como na zona de polarização, o controle da camada de gel pode ser feito através do aumento da turbulência ou da diminuição da pressão, ou, ainda, pela utilização de membranas fabricadas com outros materiais, para se reduzir a adsorção de solutos (JÖNSSON & JÖNSSON, 1995).

3.7.3 Efeitos da Colmatação

O declínio do fluxo do permeado é a maior limitação da microfiltração tangencial nos sistemas de tratamento de águas residuais. Este fenômeno é atribuído à colmatação, que é o fenômeno de deposição de solutos nos poros da membrana que causam uma obstrução progressiva.

A colmatação, seja causada por sedimentação, seja pela obstrução dos poros é resultante de um grande número de fatores (Figura 7).

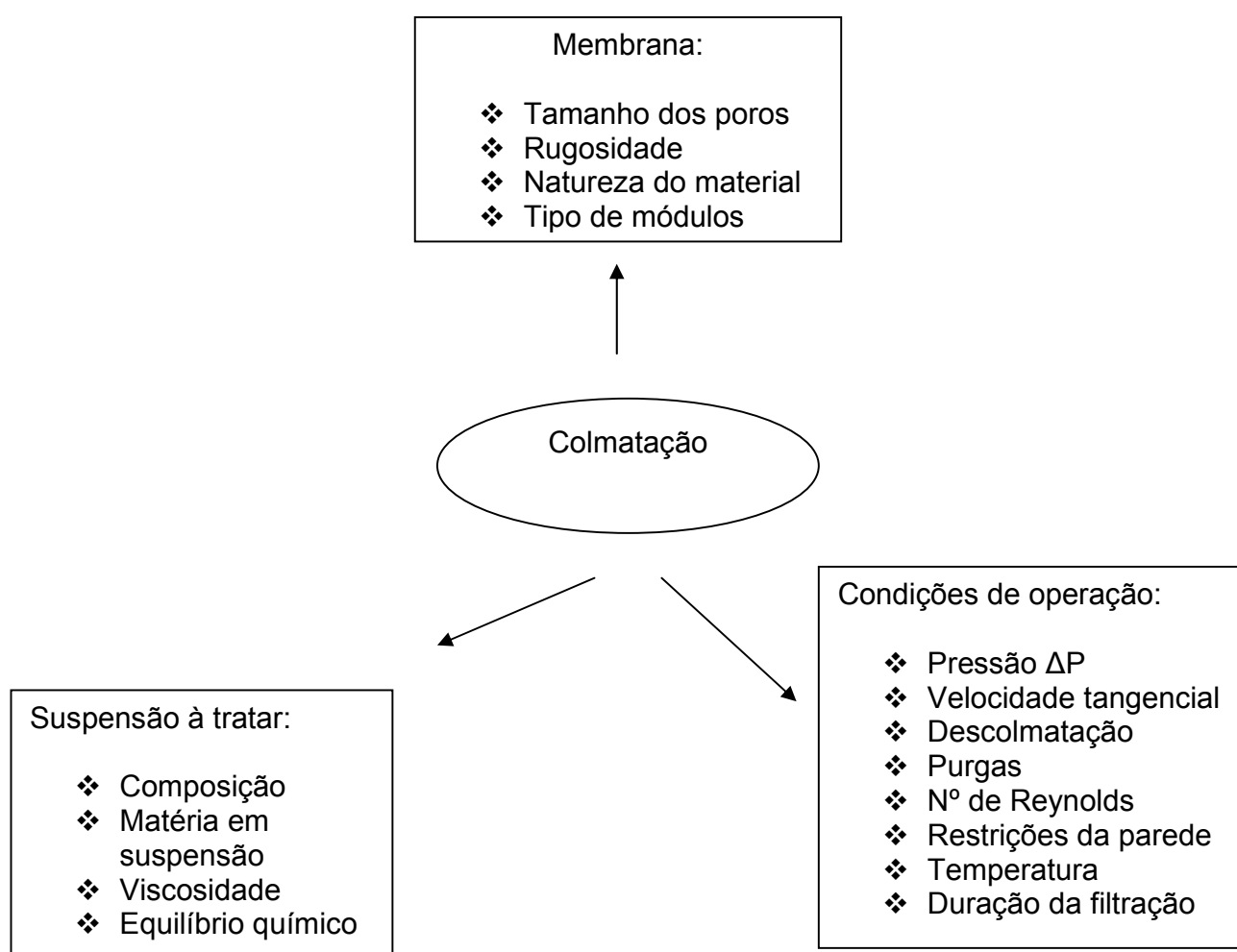


Figura 7) Fatores de colmatação de uma membrana (LACOSTE, 1992).

Nos dois casos acima citados, o bloqueamento pode apresentar vários aspectos, tais como:

- mecânico: as partículas se depositam simplesmente e cobrem os interstícios da membrana;
- físico-químico: formação de uma camada com estrutura mais complexa (formação de gel por exemplo), pela adsorção em superfície;
- química: reação química com a membrana;
- biológica: intervenção de microrganismos (formação de biofilme com bloqueamento dos poros em superfície ou em profundidade).

Uma grande variedade de fatores influencia a rejeição de solutos por membranas: dimensões do soluto, morfologia dos componentes retidos pela membrana, tamanho dos poros da membrana, carga elétrica da membrana e dos solutos, rugosidade e propriedades químicas da superfície da membrana e o grau de compactação da torta de filtro (SCHNEIDER et al., 2001).

As partículas com tamanho inferior aos poros da membrana podem penetrar através deles, e nesse caso podem ser adsorvidas, ficando retidas nas paredes internas desses poros, resultando em uma diminuição do fluxo de solvente e uma alteração nas características de retenção. A utilização de membranas com tamanho médio de poros inferior ao tamanho médio dos solutos é recomendável para reduzir os problemas de obstrução.

A colmatação por bloqueio dos poros ocorre na ultrafiltração e na microfiltração tangencial quando as curvas da repartição dos diâmetros de poros da membrana e dos diâmetros das partículas a reter são vizinhas ou se interpõem (MOULIN, 1987).

3.7.4 Adição de Coagulantes

A aplicação da tecnologia de membranas é restrita pelo fenômeno da colmatação, que em muitos casos é devido à acumulação da matéria orgânica nas paredes das membranas. Este problema pode ser minimizado pela pré-coagulação (PC) com coagulantes derivados do ferro e do alumínio, os quais, além de melhorar a remoção da matéria orgânica, contribuem na redução da formação de trihalometanos (THM). Tem sido observado um decréscimo na resistência da camada de gel em proporção ao aumento da dosagem de coagulantes, apesar de alguns estudos mostrar que os coagulantes podem ser adsorvidos pela superfície da membrana (PIKKARAINEN et al., 2003).

Zhong et al. (2003) pesquisaram utilizando águas residuais oleosas provenientes do pós-tratamento de uma refinaria, usando a floculação e a microfiltração com uma membrana de zircônio. Os resultados mostram que o conteúdo de óleo e a DQO foram reduzidas notavelmente após a floculação, sendo utilizados 7 coagulantes diferentes e testados em dosagens de 40, 70 e 100 mg/L. A colmatação na membrana teve um decréscimo e o fluxo do permeado e sua qualidade aumentou devido ao pré-tratamento de floculação. Para este caso, as condições foram de: 70 mg/L de dosagem de coagulante, pressão de 0,11 MPa e velocidade tangencial de 2,56 m/s.

3.7.5 Sistema de Retrolavagem

O processo de retrolavado ou “backflushing” consiste em reverter a direção do fluxo do permeado. Isto é possível por meio da aplicação de pressão no lado do permeado da membrana através de um mecanismo de retropropulsão, no qual o líquido, ao ser forçado a passar na direção oposta do filtrado, levanta a camada de gel na superfície da membrana (CAKL et al., 2000).

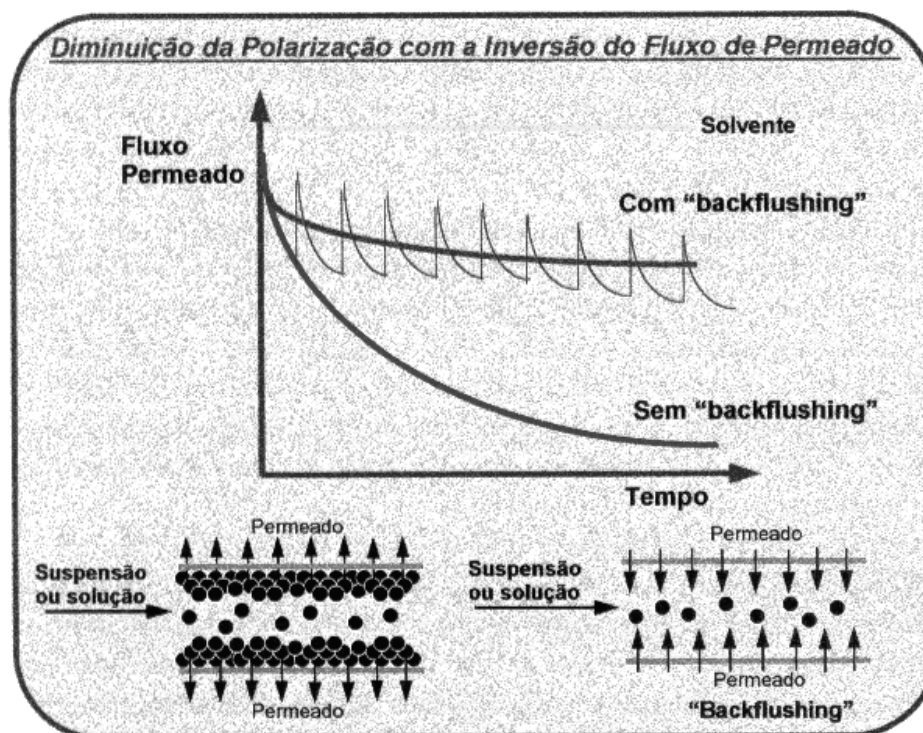


Figura 8) Diminuição da polarização de concentração com a inversão do fluxo do permeado (HABERT et al., 1997).

Os efeitos do “backflushing” foram estudados por Cakl et al. (2000) através dos testes utilizando um equipamento de microfiltração tangencial com membranas cerâmicas de zircônio e uma emulsão de água oleosa. Resultados demonstram que o sistema de backflushing pode manter o fluxo do permeado constante e alto durante toda a duração do filtrado, e que o efeito do mesmo foi muito mais pronunciado quando a duração do pulso foi menor.

Ramirez et al. (1998) realizaram testes com dois tipos de membranas de microfiltração tangencial, uma cerâmica tubular de α - Al, e outra modificada de polisulfona de fibra oca. O efluente utilizado foi sintético preparado com água superficial e argila. Os objetivos eram determinar o maior fluxo de permeado usando o sistema de retrolavagem rápido em diferentes frequências, sendo

demonstrado que o sistema se mantém um fluxo de permeado maior ao o do sistema funcionando normalmente e sem ocorrer redução da qualidade do mesmo.

3.7.6 Limpeza Química de Membranas

Todo sistema de membranas possui um mecanismo que permite a limpeza química periódica das membranas “in situ”, por um processo denominado de CIP (Clean in Place). Os ciclos de limpeza química ocorrem em intervalos de semanas a meses dependendo da gravidade do problema de colmatção ou “fouling”.

Cada ciclo demora entre 45 minutos a 24 horas, dependendo da dificuldade de remoção do biofilme e/ou do material precipitado e, normalmente, restaura o fluxo das membranas para valores próximos do fluxo inicial. Um ciclo de limpeza química é desencadeado quando os parâmetros de operação atingem valores pré-determinados, estes fatores podem ser:

- Cinética da redução de fluxo do permeado;
- Redução da rejeição de solutos pela membrana;
- Aumento da pressão diferencial entre as extremidades do módulo.

Um protocolo típico para a limpeza de membranas consiste das seguintes etapas:

- a. Lavagem inicial da membrana com água durante 10 a 20 minutos;
- b. Recirculação da solução de limpeza na pressão máxima de filtração, entre uma a varias horas a temperaturas elevadas (30°C a 40°C) sendo o material particulado removido por filtração continua da solução de limpeza;
- c. Deixar as membranas de molho com a solução de limpeza por períodos que podem variar de uma hora a 12 horas;

- d. Recirculação final da solução de limpeza durante um período de 20 a 40 minutos;
- e. Lavagem final com permeado por 10 a 20 minutos;
- f. Reinício da operação normal do sistema.

Este protocolo pode sofrer variações dependendo da compatibilidade de diferentes produtos utilizados na solução do sistema, assim como do tipo do equipamento utilizado (SCHNEIDER et al., 2001).

3.7.7 Tratamento de Resíduos

Os resíduos produzidos em sistemas de microfiltração e ultrafiltração incluem os sólidos suspensos nas águas de retrolavagem e os efluentes da lavagem química. Os efluentes da lavagem química ocorrem em pequeno volume e são normalmente lançados na rede coletora de esgotos. Os resíduos da retrolavagem são gerenciados da mesma forma que os resíduos da retrolavagem de filtros de plantas convencionais (SCHNEIDER et al., 2001).

3.7.8 Condições de Operação (Petrus, 1997)

As condições de operação de uma membrana são supra importantes, tanto pelo aspecto de amenizar os efeitos dos fenômenos de polarização, formação da camada de gel e colmatação, quanto pelo aspecto econômico. O consumo de energia aumenta à medida que aumenta a pressão, a velocidade de circulação e a temperatura.

Quando não é considerado o efeito da compactação da membrana e no caso de um solvente puro, o fluxo de permeado é diretamente proporcional à pressão, sendo essa a força que promove a separação.

De acordo com Persson, Gekas & Trägårdh (1995), para altas pressões a membrana e a camada de gel, normalmente, são compactadas e, também, ocorre uma alteração na seletividade do sistema, de tal modo que a colmatção pode ser intensificada.

Petrus (1997), concluiu que além de um certo limite, que é específico para cada processo, o aumento da pressão pode não mais corresponder a um aumento de fluxo e, até mesmo reduzi-lo, com conseqüências adversas para a integridade da membrana. Normalmente, para os processos de microfiltração e ultrafiltração são utilizadas pressões entre 0,5 a 3,0 kgf/cm² e 2,0 a 10,0 kgf/cm², respectivamente.

O fluxo do permeado também aumenta com o aumento da velocidade de escoamento da solução junto à superfície da membrana, tendo em vista que reduz o perfil de concentração na zona de polarização e controla o crescimento da camada de gel.

O aumento do fluxo de permeado também ocorre pelo aumento da temperatura, dentro dos limites suportáveis pela membrana e pelo produto. Isso acontece devido à redução da viscosidade da solução e pelo aumento da difusão através da camada de gel e da própria membrana. Utilizam-se temperaturas entre 30 e 60 °C, no entanto, em função do tipo da membrana, altas temperaturas podem agravar sua compactação e até alterar suas características físicas e suas propriedades seletivas.

3.8 Aplicações da Tecnologia de Membranas

A continuação são descritos alguns dos processos que utilizam membranas para o tratamento de efluentes em diferentes áreas de interesse.

3.8.1 Considerações Gerais

Atualmente a tecnologia de membranas é utilizada em varias partes do mundo com importantes resultados, mas representa uma área com um grande potencial de desenvolvimento.

Esta tecnologia é aplicada em diversas áreas de interesse, como são: as indústrias de alimentos, de celulose, biomedicina, bioquímica, nuclear, assim como no tratamento avançado de águas visando o reuso das mesmas no qual focaremos a informação a seguir.

Entre os principais processos de separação por membranas cabe mencionar:

- Microfiltração;
- Ultrafiltração;
- Nanofiltração;
- Osmose reversa.

Segundo Nicolaisen (2002), uma das fontes potenciais para o abastecimento de água para vários propósitos em zonas áridas, é a reciclagem de águas provenientes de tratamentos biológicos por meio de tratamentos secundários e terciários com membranas.

De acordo com Dharmappa e Hagare (1999), a tecnologia de membranas vem ganhando uma maior importância no campo científico devido a suas recentes

aplicações no tratamento de água e águas residuárias e nos países onde o controle de efluentes é mais rigoroso.

Algumas das vantagens mais importantes no tratamento com membranas de microfiltração tangencial são:

- Grande e estável produção de água;
- Remoção de bactérias com ou sem adição de coadjuvantes químicos;
- A adição de coagulantes químicos pode ser evitada em alguns casos, produzindo assim, lodo sem substâncias químicas;
- Sistemas de tratamentos de águas compactos;
- Água ultrapura para propósitos industriais;
- Pode ser economicamente viável para pequenos sistemas de abastecimento de águas;
- Em certos casos, o tratamento de lodo pode ser relativamente mínimo.

As restrições para a implementação de tecnologia de membranas, incluem:

- Incertezas quanto a sua produtividade (problemas de colmatção) e qualidade do produto (recuperação de materiais);
- Viabilidade econômica.

3.8.2 Processos Específicos para Águas de Abastecimento e Águas Residuárias

3.8.2.1 Osmose Reversa

A Osmose Reversa é obtida através da aplicação mecânica de uma pressão superior à pressão osmótica do lado da solução mais concentrada.

O processo conhecido constitui-se em submeter uma solução com grande concentração de sais e/ou contaminada a uma elevada pressão externa, por meio de uma bomba especial, contra uma membrana semipermeável, devidamente projetada para aquela solução. Ao atravessar a membrana a água é purificada e perde a maior porção de sais, ficando apenas com o teor de sais almejado.

Em princípio, a osmose reversa permite alcançar dois objetivos dependendo se o produto recuperável é constituído pelo permeado ou pelo retentado:

- a. Reduzir a concentração total em solutos, em que as principais aplicações são: a produção de água potável a partir de águas salobras ou água do mar, e melhorar a qualidade de água para usos industriais;
- b. Aumentar a concentração de uma solução, sendo a desidratação parcial de sucos de frutas na indústria alimentícia uma das principais aplicações.

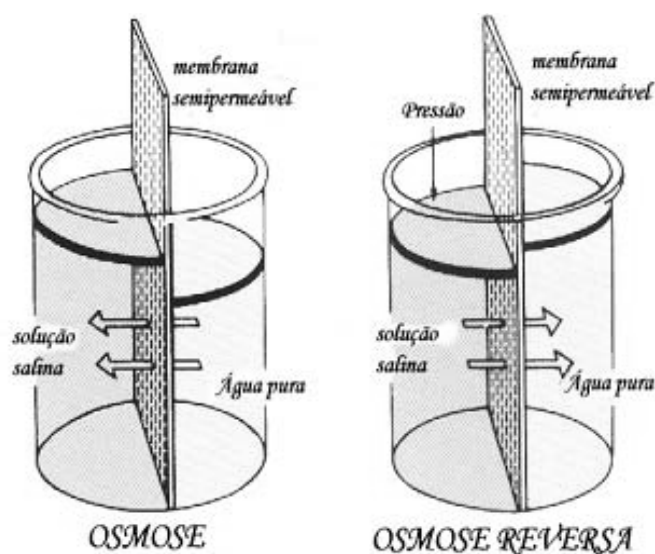


Figura 9) Diferença entre Osmose e Osmose inversa (NORDIC PUROSYSTEMS, 2003).

O tratamento de efluentes industriais através da osmose reversa permite, simultaneamente, a remoção da poluição e a recuperação eventual de constituintes de valor comercial.

Por produzir água doce purificada, livre de coliformes, sem bactérias, isenta de microorganismos, com as mesmas condições de uma água mineral que é vendida comercialmente, tem todas as condições para resolver grande parte dos problemas das pequenas comunidades do semi-árido que possuem poços e açudes com água salobra. Já existem mini-usinas de dessalinização, usando energia hidroelétrica, motor à gasolina ou energia solar, apenas necessária para fazer funcionar a bomba de alta pressão.

A aplicação da osmose reversa para tratamento de águas residuárias é recente. A maioria das aplicações são relativas a tratamentos, cujos efluentes desrespeitem as normas e que são reutilizados na irrigação. Um outro exemplo de aplicação é o caso de uma usina hidroelétrica na Flórida que utiliza efluente de esgoto doméstico tratado através de osmose reversa para limpeza e resfriamento (WETHERN e KATZARAS, 1995).

A remoção de metais pesados como cobre e cádmio das águas residuárias, com membranas de osmose inversa, foi estudada por Hani Abu Qdais e Hassan Moussa (2003), onde os resultados mostraram uma redução de 98 e 99% respectivamente de cobre e cádmio para concentrações de 500ppm reduzindo a concentração de íons a 3 ppm (99,4 % de remoção).

3.8.2.2 Eletrodialise

A eletrodialise é uma evolução de eletrólise que, além da energia elétrica, requer o uso de membranas especiais, semi-permeáveis, de pergaminho ou de matéria plástica, as quais podem ser catiônicas ou aniônicas. Num recipiente são colocadas paralelas e alternadamente, membranas dos dois tipos para formar

vários compartimentos. As catiônicas deixam-se atravessar por cátions, enquanto barram os ânions, o inverso ocorrendo com as aniônicas. Sob a influência do campo elétrico formado entre os dois pólos, situados um no primeiro compartimento e o outro no último, os íons e cátions emigram para os respectivos pólos, atravessando as membranas ou sendo por elas detidos, conforme o caso, como ilustrado na Figura 9.

Dessa forma, em certos compartimentos obtém-se água doce, com determinada quantidade de sais, portanto potável e purificada, uma característica da ação da osmose e, em outros, águas mais salgadas que a original, chamada de rejeito ou salmoura. Como a quantidade de eletricidade decresce com o teor de sais na água, evidencia-se ser a eletrodiálise mais econômica no tratamento de água salobra que da água do mar.

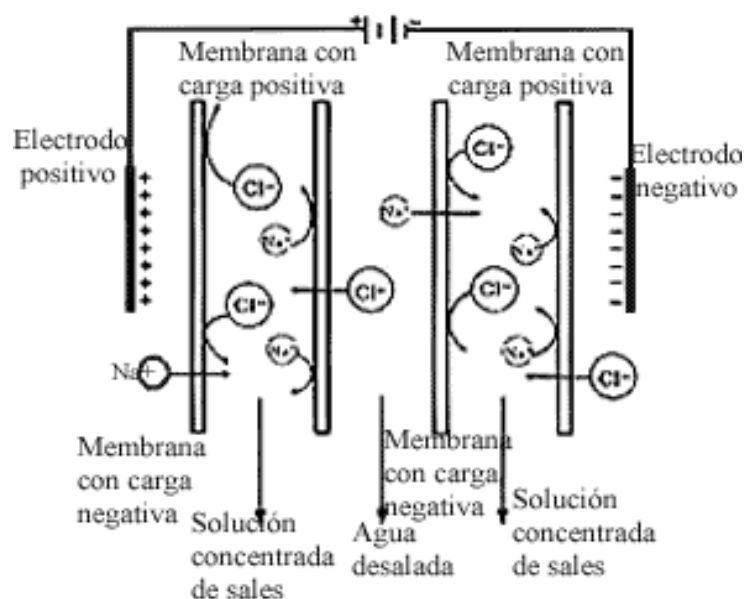


Figura 10) Princípio do funcionamento da eletrodiálise.
(DEL CASTILLO, 2003).

3.8.3 Utilização de Membranas acopladas a outros Processos para Tratamento de Águas Residuárias

A microfiltração, ultrafiltração e o bioreator a membrana podem ser citados como outros processos de tratamento avançado de águas que precisam de outros processos anteriores para lograr uma maior eficiência.

3.8.3.1 Microfiltração e Ultrafiltração

Os processos de tratamento de água através da tecnologia de membranas acopladas a outros processos são utilizados com sucesso desde pilotos em laboratórios até em grandes escalas a nível industrial. Estes processos têm como fim lograr uma melhoria significativa no efluente pré-tratado por um sistema que pode ser do tipo lodo ativado.

Na produção de água potável, sistemas de ultrafiltração e microfiltração são utilizados para a remoção de material particulado e coloidal das águas brutas. Membranas filtrantes oferecem as seguintes vantagens sobre sistemas convencionais de tratamento:

- Não há necessidade de produtos químicos no tratamento de água bruta de boa qualidade (exceto produtos químicos utilizados na lavagem química de membranas, que são consumidos em quantidades muito pequenas comparado ao consumo de produtos químicos nos sistemas convencionais de tratamento);
- O mecanismo de filtração é por exclusão física de partículas com o tamanho maior do que a porosidade das membranas, não ocorre passagem de partículas com tamanho maior do que os poros. Na prática, entretanto, partículas com tamanho muito menor do que os poros são retiradas nas membranas com grande eficiência devido à torta de filtro;

- Qualidade boa e constante de água tratada, independentemente de variações da qualidade da água de alimentação;
- Plantas compactas e automatizadas;
- Possibilidade de aumentar a produção das plantas por mais de 50% durante curtos períodos de tempo (de algumas horas e poucos dias) sem afetar a qualidade da água produzida ou a integridade da planta.

A capacidade instalada de tratamento de água por microfiltração e ultrafiltração aumentou vertiginosamente nos EUA entre os anos de 1995 e 2000. O grande salto na capacidade instalada entre os anos de 1999 e 2000 indica que o processo de implantação destes sistemas de tratamento está se acelerando e que a tecnologia de membranas está iniciando a sua investida no mercado de plantas de grande porte. Este processo deverá acelerar significativamente nos próximos anos com aprimoramento da tecnologia de membranas submersas, cuja participação no mercado de microfiltração e ultrafiltração está se ampliando rapidamente (SCHNEIDER et al., 2001).

Li Xu et al. (2002), estudaram as combinações da microfiltração tangencial, floculação e membranas cerâmicas atingindo bons resultados devido às vantagens desta combinação. Os experimentos demonstraram que a filtração tangencial é mais efetiva do que a convencional e que a regeneração das membranas cerâmicas comparada com as membranas orgânicas foi excelente.

O uso da microfiltração ainda tem a limitação dos efeitos da colmatação, mas novas alternativas estão sendo estudadas para minimizar este fenômeno. J. Meier-Haack et al. (2003), realizaram estudos com uma membrana de polipropileno de superfície modificada. O decaimento do fluxo do permeado foi bem menor do que a membrana original de polipropileno isto devido a um ajuste progressivo na permeabilidade da membrana que neutraliza o declínio do fluxo devido à colmatação.

Al-Malack et al. (1996) trabalharam com uma membrana de poliéster multifilamentosa de porosidade de 20-40 μm e o efluente secundário da estação de tratamento de Blyth, UK. Os resultados mostraram que o fluxo é diretamente afetado pela velocidade tangencial e a quantidade de sólidos em suspensão.

3.8.3.2 Bioreator a Membrana

O bioreator à membrana (BRM), pode ser definido como um sistema de tratamento que integra a degradação biológica da matéria orgânica com o processo de separação por membranas.

Atualmente, além de existir vários pilotos em teste em todo o mundo, esta tecnologia já é aplicada em grande escala principalmente em países da Europa, como o de Varsseveld na Holanda, Rödingen na Alemanha, Heist na Bélgica, que produz mais de 4 milhões de m^3 de água potável por ano, a estação de tratamento de Halbenrain na Suíça, que opera utilizando membranas externas de filtração tangencial e trata 100 m^3/dia de efluente com uma DQO de 25 000 mg/l , etc (H₂O MAGAZINE FOR WATERSUPPLY AND WATERMANAGEMENT, 2001).

Wintgens et al. (2003), realizaram testes com um piloto na planta de Rödingen, Alemanha, utilizando uma membrana capilar de fibra oca submersa. Com a implementação de um software foram representados modelos matemáticos do estudo da colmatção e formação da camada de gel. Os resultados foram satisfatórios na representação da queda do fluxo do permeado e da qualidade do efluente final.

Holler e Trösch (2000), estudaram a redução da DQO num efluente sintético através de um BRM com um tempo de retenção hidráulica de 1,5 h onde a taxa de carga orgânica variava de 6-13 kg m^{-3} por dia. Foi obtida uma alta qualidade do filtrado em estado estacionário nas diferentes condições operacionais. Nas

concentrações de biomassa de 10-22 g L⁻¹, ocorreu uma redução da DQO acima de 95%. O estudo mostra que este tipo de Bioreator à membrana é eficiente para o tratamento de águas residuárias com concentrações de biomassa acima de 20 g l⁻¹ sendo que as altas concentrações de lodo podem ser transferidas a um reator anaeróbio.

3.8.4 Membranas para Águas de Reúso

Um mercado muito importante para membranas filtrantes em indústrias é a produção de água de reúso a partir de esgoto bruto ou tratado. O esgotamento progressivo das reservas de água potável e/ou os altos custos de mobilização de novos mananciais, localizados a grandes distâncias dos centros consumidores, estão levando muitas empresas de saneamento básico a considerar tecnologias de membranas filtrantes para reciclar águas residuárias. A água produzida a partir de efluentes de estações de tratamento ou esgoto bruto pode atender a três mercados distintos:

- Água de reúso não potável, distribuída para os consumidores através de uma rede de distribuição independente, destinada a usos que não demandam água com qualidade potável como, por exemplo, lavagem de carros, rega de jardins, descarga de vasos sanitários, uso industrial ou comercial, etc;
- Reúso potável indireto onde a água tratada nos sistemas de membrana é utilizada para recompor reservatórios no lençol freático ou na superfície;
- Reúso potável direto.

A alternativa mais difundida é o reúso potável indireto, onde a água tratada é lançada em um reservatório natural de acumulação de água potável localizado na superfície do solo ou no subsolo. A distribuição de água de reúso não potável requer redes de canalização externas e internas independentes, o que aumenta

muito o custo de implantação dessa alternativa e restringe a sua aplicação para novos bairros ou condomínios.

O reúso potável direto a nível municipal é atualmente praticado somente em alguns poucos locais desérticos e a qualidade da água de reuso depende da qualidade do efluente das ETEs (SCHNEIDER et al., 2001).

Atualmente estão sendo realizados estudos com sistemas integrados de membranas (SIM) de microfiltração, ultrafiltração e osmose reversa para produzir água com alta qualidade para reúso. Este tratamento com SIM possui muitas vantagens de custo se comparado com o processo de dessalinização devido a baixa concentração de sólidos dissolvidos na maioria dos fluxos de águas residuárias. Estes estudos estão sendo realizados em estações localizadas nos Estados Unidos, Austrália e México onde o SIM aumenta em 20% o fluxo do permeado e os custos de operação são diminuídos em 40% (SCHAEFER, 2001).

Desde os anos 80, a Tunísia tem recorrido ao processo de dessalinização de água salobra e, particularmente, à tecnologia de membranas, devido às deficiências de água da região obtendo uma boa qualidade na água tratada para reúso industrial, sendo estudadas três estações de tratamento, a primeira utiliza efluente proveniente de aquíferos, a segunda água de uma profunda capa geotérmica e a terceira água de uma represa. Foram estudados os efeitos da colmatação assim como a adição de coagulantes para melhoria do sistema (BOUGUECHA & DHAHBI, 2002).

Eliseche et al. (2000) pesquisaram o tratamento com membranas de águas residuárias contendo metais pesados para possível reúso da mesma pela indústria produtora do efluente. Os resultados mostraram uma boa eficiência na remoção de Cr (VI) com a recomendação da continuação dos estudos utilizando outros tipos de membranas para avaliar a sua eficiência de remoção.

4 SISTEMA INSULAR DE TRATAMENTO DE ESGOTOS DE FLORIANÓPOLIS/SC – ETE INSULAR

O Sistema Insular de Tratamento de Esgotos Sanitários da cidade de Florianópolis, Santa Catarina, sob responsabilidade da CASAN - Companhia Catarinense de Águas y Esgotos – foi inaugurado em Outubro de 1997 e possui a capacidade para atender às necessidades de 150.000 habitantes da Ilha de Santa Catarina, compreendendo as regiões da Agronômica, Avenida Beira Mar Norte, Trindade, Centro, Avenida Mauro Ramos, José Mendes, Prainha, Saco dos Limões, Costeira do Pirajubaé, Itacorubi, Parque São Jorge, Córrego Grande, Jardim Anchieta, Santa Mônica, Pantanal, Campus Universitário e Carvoeira.

A localização da ETE Insular é na Avenida Gustavo Richard, na Baía Sul, próxima a ponte Pedro Ivo Campos e ao centro da cidade de Florianópolis/SC (Figura 10).



Figura 11) Vista aérea do Sistema Insular de Tratamento de Esgotos de Florianópolis/SC. (Fonte: CASAN).

4.1 Parâmetros de Projeto para a ETE Insular

O projeto da estação foi realizado pela ENGEVIX ENGENHARIA S/C Ltda e prevê duas etapas de funcionamento: a primeira até o ano 2001 e a segunda até 2010 onde ocorrerão ampliações. O esgoto a ser tratado é quase, na sua totalidade, esgoto doméstico, por isso as suas características são constantes em função da temperatura, infiltração de água pluvial, picos diários e sazonais (variação da população durante o verão), etc.

Para efeito de dimensionamento da ETE foi assumido, com base em medições efetuadas pela CASAN, valor de 300 mg/L de DBO a 5 dias.

Os principais parâmetros do esgoto bruto são os seguintes:

- DBO₅.....300 mg/L
- SST.....300 mg/L
- Relação
DQO/DBO.....1.65
- Consumo per capita referente ao sistema
de abastecimento de água.....200 L/hab x dia
- Coeficiente de retorno.....0,80
- Fator de pico.....1,50
- Taxa de nitrogênio total..... 9 g TKN/hab x dia

O processo de tratamento deverá resultar nos parâmetros principais relacionados na Tabela 4.

Tabela 4) Principais parâmetros do tratamento da ETE Insular.

DESCRIÇÃO	UNIDADE	1 ^a ETAPA	2 ^a ETAPA
População a ser atendida	Habitantes	150.000	225.000
Vazão média diária	L.s ⁻¹	278	417
Vazão máxima diária	L.s ⁻¹	417	626
Carga orgânica média afluenta ao sistema de tratamento	Kg DBO ₅ .d ⁻¹	7.206	10.809
Carga orgânica removida no sistema de tratamento	Kg DBO ₅ .d ⁻¹	6.918	10.377
Carga orgânica remanescente no efluente tratado	Kg DBO ₅ .d ⁻¹	288	432
Carga de nitrogênio orgânico total	Kg NTK.d ⁻¹	(Zero)	(Zero)
Eficiência média de remoção de DBO ₅	%	96	96
Eficiência máxima de remoção de DBO ₅	%	98	98
Volume de lodo adensado produzido no sistema	m ³ .d ⁻¹	268	401
Volume de lodo efluente da desidratação	m ³ .d ⁻¹	38	56
Eficiência máxima de remoção de SST	%	97	97
Eficiência média de remoção de SST	%	94	94
Eficiência de remoção de coliformes totais no tratamento secundário, com nitrificação.	%	90-99	90-99
Concentração mínima de DBO ₅ no efluente tratado	mg.L ⁻¹	6	6
Concentração média anual de DBO ₅ no efluente tratado	mg.L ⁻¹	10 a 14	10 a 14
Concentração mínima de SST no efluente tratado	mg.L ⁻¹	9	9
Concentração média de SST no efluente tratado	mg.L ⁻¹	18	18
Concentração média de nitrito no efluente tratado	mg.L ⁻¹	<0,10	<0,10
Concentração média de nitrato no efluente tratado	mg.L ⁻¹	<8	<8

Fonte: ENGEVIX, 1996

4.2 Descrição do Sistema da ETE Insular

A Estação de Tratamento de Esgotos de Florianópolis, SC é do tipo Lodo Ativado, modalidade aeração prolongada, com capacidade para eliminar poluentes biodegradáveis de origem doméstica, incluindo:

- Demanda bioquímica de oxigênio (DBO);
- Demanda química de oxigênio (DQO);
- Sólidos em suspensão (SS);
- Amônia (N-NH_4);
- Nitrato (N-NO_3);
- Coliformes fecais e totais (remoção estimada em 90%).

No processo de tratamento projetado, os poluentes biodegradáveis são digeridos por bactérias aeróbicas que utilizam o oxigênio introduzido no meio líquido através de aeradores mecânicos.

O sistema de tratamento compreende: o tratamento preliminar e tratamento secundário. O tratamento preliminar envolve a remoção de materiais flutuantes, sólidos grosseiros e areia, sendo realizado por um sistema de gradeamento mecânico capaz de remover sólidos com diâmetros superiores a 10 mm e por uma caixa de areia equipada com sistema de distribuição de ar, através de bocais difusores, os quais permitem a remoção de areia com diâmetros de partículas superiores a 0,2 mm e evitar a decantação da matéria orgânica presente no esgoto bruto (ENGEVIX, 1996).

Os sólidos grosseiros removidos no sistema de gradeamento são descarregados em uma correia transportadora que lança o material numa caçamba para transportá-lo ao aterro sanitário. A areia acumulada no fundo da caixa de areia é removida periodicamente através de uma talha mecânica e depositada numa caçamba que é levada também pro aterro sanitário.

O tratamento biológico ou secundário é composto por:

- seletor biológico (2 unidades);
- tanque ou câmara de desnitrificação (2 unidades);
- tanque de aeração (2 unidades);
- decantador secundário (3 unidades).

O efluente dos decantadores é encaminhado a um tanque de água de serviço (TAS) e lançamento na Baía Sul, através de emissário submarino.

No seletor biológico são formados flocos de formato aproximadamente esféricos, mais densos e resistentes que tem por objetivo melhorar a sedimentação do lodo na decantação secundária. Neste processo o tempo de detenção hidráulica é de aproximadamente 10 minutos (ENGEVIX, 1996).

Na unidade de desnitrificação, o esgoto bruto afluente, rico em substâncias carbonáceas, é misturado em condições anóxicas com o lodo ativado retornado para a redução de nitratos, sob a ação de microrganismos heterotróficos.

No processo de redução, o nitrato é decomposto em gás nitrogênio gasoso que escapa para a atmosfera e em oxigênio que é utilizado pelas bactérias aeróbicas como fonte de energia para a oxidação da matéria orgânica biodegradável. Esta unidade está equipada com misturadores submersíveis capazes de manter os sólidos em suspensão na massa líquida.

O reator biológico é formado por dois tanques de aeração do tipo mistura completa, estando equipada cada um com oito aeradores mecânicos de eixo vertical, apoiados em plataformas de concreto (ENGEVIX, 1996).

Uma vista parcial dos Tanques de aeração podem ser observados na Figura 13.



Figura 13) Tanques de aeração da ETE Insular.

A decantação secundária é realizada por três decantadores secundários de formato circular (Figura 14). Neles, o lodo sedimentado é conduzido através de uma elevatória de retorno do lodo para recirculação nos seletores biológicos e descarte do excesso. Esta função de recirculação permite acelerar o processo de oxidação da matéria orgânica e permitir uma maior estabilização no lodo descartado. O sobrenadante é transferido ao tanque de água de serviço e encaminhado ao corpo receptor (Baía Sul) (ENGEVIX, 1996).



Figura 14) Adensador de lodo.

O volume do lodo excedente é reduzido aproximadamente pela metade após a passagem pelos adensadores, o qual é encaminhado para a etapa de desidratação mecânica que consta dos seguintes passos:

- O lodo adensado é misturado com uma solução de cal e uma solução de polieletrólito na própria tubulação;
- Duas prensas desaguadoras realizam a desidratação mecânica do lodo;
- Uma correia transportadora descarrega as prensas até as caçambas para posterior transporte ao aterro sanitário.

Na operação de prensagem, o líquido filtrado é recalcado e enviado, junto com o esgoto sanitário proveniente da ETE, para o início do processo do tratamento biológico através da elevatória sobrenadante (ENGEVIX, 1996).

5 MATERIAIS E METODOS

5.1 Apresentação

Para a realização deste trabalho foram desenvolvidas atividades experimentais como: acompanhamento de um piloto de filtração por um período que compreende de Janeiro de 2003 à Janeiro de 2004 utilizando o efluente pré-tratado pelo processo de lodos ativados. Nos ensaios variaram-se as condições de funcionamento e realizaram-se também análises laboratoriais.

O efluente foi coletado da Estação de Tratamento de Esgoto Insular da cidade de Florianópolis, a qual é do tipo Lodo Ativado, modalidade aeração prolongada, projetada para a eliminação de poluentes biodegradáveis de origem doméstica.

A parte experimental da pesquisa foi desenvolvida junto a ETE Insular de Florianópolis pertencente à CASAN – Companhia Catarinense de Água e Saneamento. As análises e exames laboratoriais foram realizadas no LaRA – Laboratório de Reuso de Águas, associado ao LIMA – Laboratório Integrado do Meio Ambiente, pertencentes ao Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFSC.

5.2 Piloto De Membranas

O piloto utilizado neste trabalho é a unidade de microfiltração e ultrafiltração NETZSCH. Esta unidade compreende um reator com capacidade para 75 litros, uma membrana cerâmica ($\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$), monotubular com 7 canais, 1m de comprimento, porosidade 0,2 μm , 0,176 m^2 de área superficial de filtragem por membrana e $3,52 \cdot 10^{-4}$ m^2 de área total de furos. O sistema operou em batelada por filtração tangencial. O esquema da unidade de microfiltração está apresentado na Figura 15.

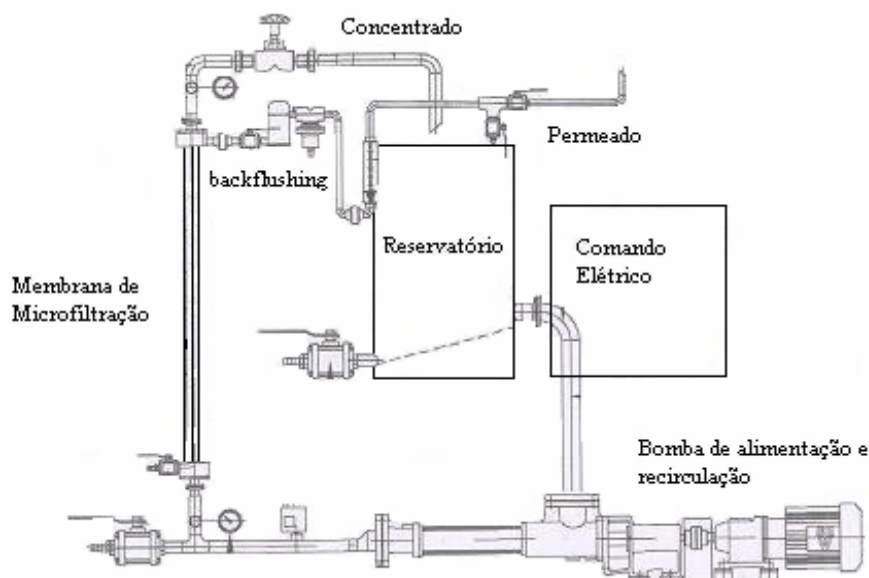


Figura 15) Esquema da unidade de microfiltração

5.2.1 Características da Membrana utilizada

Para o cálculo dos parâmetros de trabalho é necessário conhecer as características da membrana que são colocadas a seguir:

- Tipo de Membrana: 7 canais;
- Φ de canal: 8,0 mm;
- Área de filtragem da Membrana (comprimento de 1 m): $0,176 \text{ m}^2$

A vazão no filtrado é calculada como mostrado a seguir:

$$Q \text{ (L/h)} = \text{Vol (L)} / t \text{ (h)}$$

$$Q_F \text{ (L/m}^2\text{.h)} = Q \text{ (L/h)} / A_F \text{ (0,176 m}^2\text{)}$$

Onde:

$$Q_F = \text{Vazão de Filtrado (L/m}^2\text{.h)}$$

5.2.2 Condições Operacionais do Piloto

O processo de filtração tangencial prevê a circulação do líquido em alta velocidade na direção tangencial a superfície filtrante. Esta alta velocidade minimiza a deposição de sólidos sobre a membrana e mantém fluxos mais altos que na filtração estática.

O líquido a ser separado é bombeado pelo interior da membrana onde uma parte do líquido passa como filtrado (permeado) e o remanescente (retentado) é retornado ao reservatório e posteriormente recirculado atuando como um sistema em batelada.

Este sistema opera variando a frequência e a pressão. A frequência é regulada através do painel de comando, sendo a frequência mínima de 17.5 hz e a máxima de 60 hz. A pressão pode ser variada pelo aumento da frequência ou pela válvula reguladora de pressão, variando de 0 a 4 bar.

A Figura 16 mostra aspectos do piloto de filtração.



Figura 16) Piloto de Filtração Tangencial NETZSCH.

5.3 Modo de Operação

Para atingir os objetivos propostos nesta pesquisa, foram desenvolvidas várias atividades experimentais, destacando-se o acompanhamento na operação do piloto de microfiltração tangencial por membranas. A seqüência dos ensaios realizados está listada a seguir:

- estudo sobre as características hidrodinâmicas do equipamento utilizando-se água;
- testes de filtração utilizando o efluente da ETE Insular - CASAN;
- ensaios com a adição de coagulantes;
- testes com o sistema de retropropulsão;
- análises para avaliação da qualidade do permeado;
- verificar a eficiência do procedimento de limpeza.

5.4 Ensaios Hidrodinâmicos do Sistema utilizando água de torneira

Para conhecimento do comportamento hidrodinâmico do sistema, foram realizados testes com água de torneira variando as condições de frequência e pressão.

O primeiro ensaio teve como objetivo obter a vazão de circulação para cálculo das velocidades tangenciais.

As condições de frequência e pressão foram variadas como mostrado a seguir:

- Frequências: 18, 25, 30, 35, 40, 45 e 50 Hz;
- Pressão: 0, 0,5, 1, 1,5 e 2 Bar.

A partir desses ensaios se observou a relação entre a variação da frequência e a velocidade tangencial no equipamento.

Para cálculo da Velocidade tangencial do sistema foram realizados os seguintes cálculos:

$$Q_R \text{ (L/s)} = \text{Vol(L)} / t \text{ (s)}$$

$$\text{Vel (m/s)} = Q_R \text{ (L/s)} / A_T(3,52 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2)$$

Onde:

A_T = Área Total dos Furos da membrana;

Q_R = Vazão de recirculação

Realizaram-se ensaios variando a velocidade tangencial na condição em que a válvula reguladora de pressão permanece totalmente aberta, isto é, a pressão no manômetro é igual a zero para observar a variação da pressão no manômetro em função da velocidade tangencial.

Foi observada a relação entre a velocidade tangencial e o fluxo do permeado, variando as velocidades tangenciais em: 0,90, 1,43, 1,93, 2,45 e 2,93 m/s e

verificada a influência que a velocidade exerce sobre a o fluxo do permeado.

Posteriormente, com o objetivo de avaliar a variação do fluxo do permeado em função da pressão, foram realizados ensaios utilizando água de torneira com duração de 60 minutos e coletas a cada 5 minutos. A velocidade tangencial estabelecida foi de 1,93 m/s por ser a velocidade média aproximada de operação do equipamento. Foi trabalhado com os seguintes parâmetros:

- Líquido Filtrado: água de torneira;
- Frequência: 40 Hz;
- Velocidade tangencial: 1,93 m/s;
- Pressão: 1, 1,5 e 2 Bar;
- Tempo: 0 a 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos.

5.5 Ensaios utilizando Efluente da ETE Insular

Realizaram-se ensaios utilizando Efluente da ETE Insular variando a velocidade tangencial em: 1,43, 1,93 e 2,45 m/s para verificar o comportamento do fluxo do permeado em função da velocidade tangencial ao longo de 60 minutos de ensaio.

Após, foram realizados ensaios com efluente variando as pressões de entrada na membrana correspondentes a 1, 1,5 e 2 bar e Velocidade tangencial de 1,43 e 1,93 m/s. A duração dos ensaios foi de 90 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos. Para cada ensaio eram coletadas amostras para avaliação das características físico-químicas e microbiológicas.

Para todos os ensaios foram realizados previamente experimentos com água de torneira até a estabilização do fluxo do permeado, que acontecia depois de 30 minutos do início da filtração. Os ensaios eram realizados em triplicata calculando a média para apresentação das tabelas e figuras.

Os ensaios realizados constam da seguinte seqüência:

- Circulação de água de torneira no sistema por, pelo menos, 3 minutos;
- Ensaio com água de torneira até a estabilização do fluxo do permeado;
- Ensaio com efluente até a estabilização do fluxo do permeado;
- Análises das amostras de efluente tratado e filtrado;
- Limpeza do equipamento.

Para verificar a relação entre o fluxo do permeado e a concentração de sólidos suspensos foram realizados ensaios variando as concentrações de sólidos suspensos em: 2, 4 e 32 mg/L, $P = 2$ Bar e $Vel = 1,93$ m/s.

5.6 Avaliação da qualidade do Permeado

Em todos os ensaios coletavam-se amostras antes e após o processo de filtração para avaliar a qualidade do permeado. Todas as análises eram realizadas em duplicata e calculadas as médias. Os parâmetros analisados podem ser observados no Item 5.11.

5.7 Ensaio com a adição de Coagulantes

Para estes ensaios se estabeleceram as condições de operação de $Vel = 1,43$ m/s e Pressão de 1 Bar. Os coagulantes avaliados em estes ensaios foram Cloreto Férrico ($FeCl_3 - 6H_2O$) e Sulfato de Alumínio ($Al_2(SO_4)_3 \cdot x H_2O$).

Nestes testes se trabalhou com dosagens de 5, 10 e 30 mg/L de Cloreto Férrico e Sulfato de Alumínio respectivamente. Após a adição do coagulante no reservatório, o efluente circulava no reservatório sem filtrar durante

aproximadamente 1 minuto para permitir a ação do coagulante e, após, iniciava-se a filtração.

Para cada seqüência de ensaios se realizavam coletas de amostras antes e depois do processo de filtração para avaliação da qualidade do permeado com a influência dos coagulantes. As análises laboratoriais eram realizadas em duplicata.

5.8 Avaliação da qualidade do permeado ao longo do tempo

Este ensaio tem como objetivo coletar amostras do Permeado em diferentes tempos do ensaio para verificar se a qualidade do permeado permanece constante ao longo do tempo. Os parâmetros utilizados foram: $F=30\text{Hz}$, $P=1\text{Bar}$ e $Vel=1,93\text{m/s}$. As coletas para avaliação dos parâmetros físico-químicos e microbiológicos foram realizadas nos tempos: 1, 20, 40, 60 e 80 minutos do ensaio.

5.9 Influência da Descolmatação Mecânica (Backflushing)

O sistema de retropropulsão ou “backflushing” pode ser ativado, ou não, dependendo das condições requeridas nos ensaios. A retropropulsão é ativada por meio de um compressor de pistão isento de óleo que armazena o ar comprimido, iniciando o seu funcionamento automaticamente segundo a configuração dada ao sistema. A pressão recomendada para a retropropulsão é de 1,0 bar acima da pressão de filtração, este ajuste é feito no próprio filtro regulador de ar instalado na unidade de filtração.

O sistema de retropropulsão somente deve ser acionado após o filtrado estar fluindo de forma constante pelo medidor de vazão, pois se o ar comprimido pressiona diretamente a membrana esta pode entupir.

No painel elétrico existem 3 temporizadores eletrônicos. Suas funções são as seguintes:

- o primeiro controla a frequência (de quanto em quanto tempo) com que a válvula eletropneumática é fechada. Esta regulagem foi variada nos diferentes ensaios realizados;
- o segundo controla o tempo que a válvula eletropneumática leva para fechar (regulado em 1,5 segundos);
- o terceiro controla com o tempo de abertura da válvula solenoide (tempo de atuação do back flash (regulado em 0,5 segundos).

Para estes ensaios, o segundo e terceiro temporizadores foram mantidos no funcionamento acima especificado. O primeiro foi variado para testar a sua influência na descolmatação da membrana e a possível melhora no fluxo do permeado.

As variações de tempo na abertura da válvula foram:

- de 5 em 5 minutos;
- de 2 em 2 minutos;
- de 1 em 1 minuto;
- de 30 em 30 segundos.

Após cada ensaio foram realizadas as análises físico-químicas e microbiológicas para avaliação da qualidade do permeado.

Para cada ensaio utilizando o sistema de “backflushing” foram realizadas duplicatas e calculadas as médias.

5.10 Método de Limpeza Química das Membranas

As membranas cerâmicas de $\alpha - \text{Al}_2\text{O}_3$ são bem estáveis quimicamente. Elas suportam valores de pH de 1 a 14. Não somente por isto que as membranas cerâmicas são empregadas universalmente, mas também porque a limpeza química pode ser realizada sem problemas.

As membranas cerâmicas requerem limpezas em intervalos periódicos. Isto é particularmente importante pelo fato da limpeza ter influência direta sobre o permeado e o tempo de vida útil das membranas cerâmicas.

O processo de limpeza pode ser dividido em três diferentes estágios:

- Limpeza alcalina;
- Limpeza ácida;
- Limpeza neutra.

Os seguintes produtos químicos são recomendados para a lavagem/regeneração das membranas:

- Solução de hidróxido de sódio (NaOH) concentração máxima: 2.0 %
- Solução de ácido nítrico (HNO_3) concentração máxima: 2.0 %
- Detergente neutro com baixa capacidade de formar espuma.

Após encerrado o processo de filtração é realizada a limpeza CIP conforme descrito a seguir:

- a) A unidade é drenada abrindo todas as válvulas;
- b) A válvula reguladora é aberta ao 100% durante todo o processo;
- c) As outras válvulas são fechadas;
- d) O reservatório é completado com água de torneira e recirculado por 15 minutos;

- e) A unidade é drenada e preenchida com a solução básica preparada anteriormente;
- f) A bomba é ligada e a solução é recirculada durante 40 minutos;
- g) A unidade é drenada, preenchida com água de torneira e recirculada por 15 minutos;
- h) O reservatório é drenado e preenchido com a solução ácida preparada previamente;
- i) A bomba é ligada e a solução é recirculada durante 40 minutos;
- j) O sistema é esvaziado, completado com água de torneira e recirculado por 40 minutos.

Durante o processo de lavagem com as soluções ácida e básica, se ajustou a pressão de 1 bar e vazão máxima para melhorar a eficiência da lavagem. A válvula de filtração deve permanecer fechada neste processo e o sistema de retropropulsão deve permanecer fechado.

As membranas cerâmicas resistem altas temperaturas, mas é necessário tomar cuidado com choques térmicos reduzindo a temperatura gradativamente. Caso o período de lavagem não seja realizado diariamente, ao final de cada jornada de trabalho é recomendado drenar a unidade e encher a tubulação com água.

5.11 Métodos de Análises e Equipamentos utilizados para determinar as características do Efluente

A Figura 17 mostra de forma esquemática as análises realizadas nas diferentes etapas deste estudo:

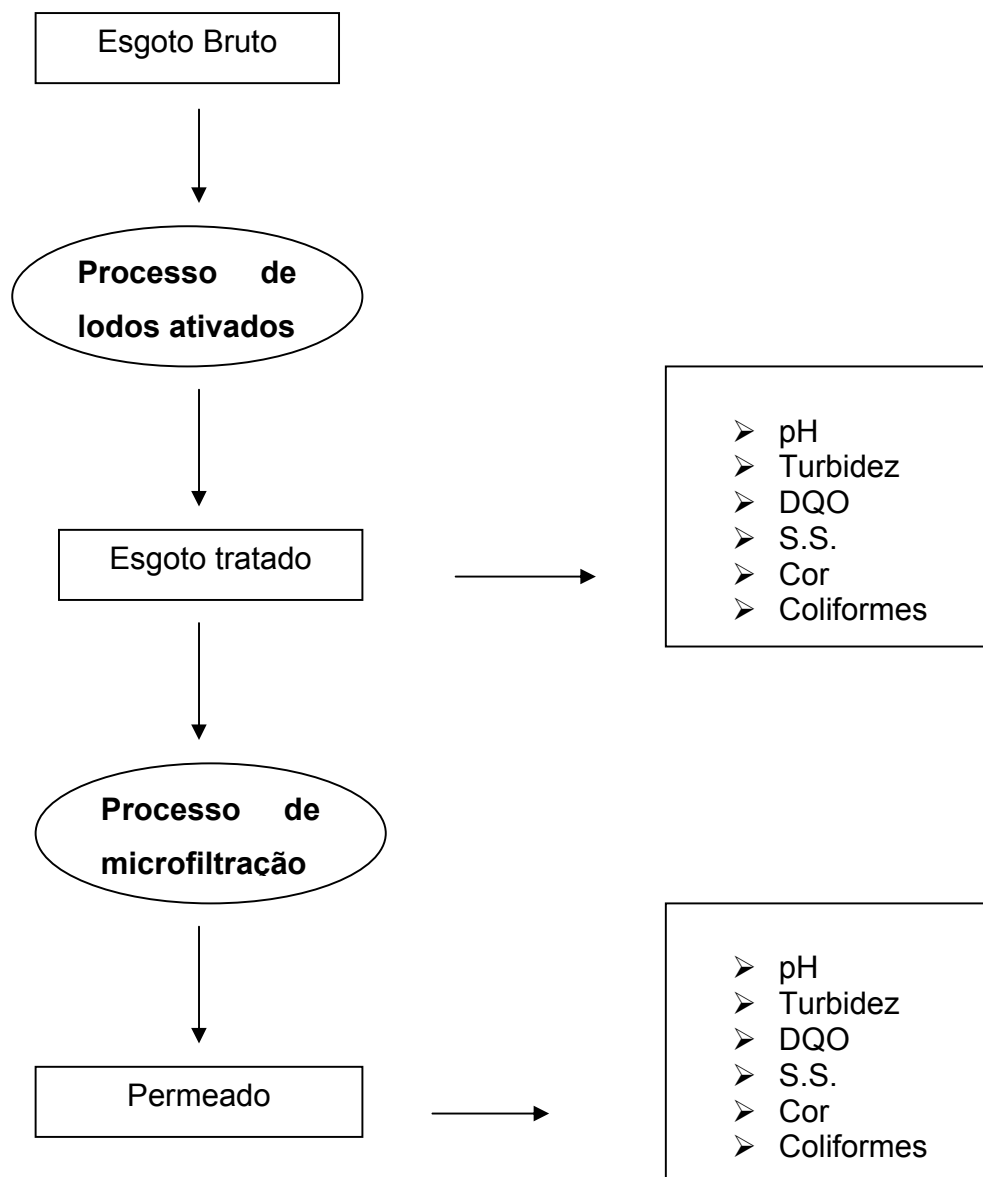


Figura 17) Esquema das análises realizadas.

5.11.1 Determinação do pH

Para medir o pH utilizou-se o equipamento pHmeter sension1 da marca HACH.

5.11.2 Turbidez

A turbidez representa o grau de interferência com a passagem da luz através da água produzindo uma aparência turva nela. A medida da turbidez depende de variáveis como o tamanho, forma e propriedades de refração das partículas não dissolvidas.

O equipamento utilizado para a determinação da turbidez foi o Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, comprimento de onda $\lambda=860$ e os resultados são dados em FAU (Formazin Attenuation Units).

5.11.3. Demanda Química de Oxigênio (DQO)

O teste da DQO indica o consumo de oxigênio ocorrido durante a oxidação química da matéria orgânica. O valor obtido é uma indicação indireta do teor de matéria orgânica presente.

O procedimento de obtenção da DQO neste trabalho foi mediante coletas de amostras de mL introduzidas em tubos contendo reagente (dicromato de potássio) e em seguida levadas à incubação durante um período de 120 minutos no equipamento COD REACTOR HACH a uma temperatura constante de 150°C.

Os tubos de reativo contem uma quantidade grande de dicromato de potássio, depois da digestão os compostos orgânicos oxidáveis reduzem o íon dicromato Cr^{6+} de cor laranja para íon cromo Cr^{3+} de cor verde. Depois da digestão, o

espectrofotômetro mede a quantidade de dicromato restante, determinando-se a quantidade de cromo trivalente produzido, obtendo desta forma, a demanda química de oxigênio. Nos tubos também são contidos sais de prata que funcionam como catalisador e sais de mercúrio que evita a interferência do íon cloreto.

Os resultados lidos no Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010 são dados no comprimento de onda $\lambda=420$ nm para os tubos na faixa de 0 a 150 mg/L de DQO e comprimento de onda $\lambda=620$ nm para aqueles na faixa de 0 a 1500 mg/L.

5.11.4 Matéria em Suspensão

O equipamento utilizado para a determinação dos sólidos suspensos foi o Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, comprimento de onda $\lambda=810$ e os resultados são dados em mg/L.

5.11.5 Cor

Este parâmetro é responsável pela coloração da água. O equipamento utilizado para a determinação da Cor foi o Portable Datalogging Spectrophotometer HACH DR/2010, comprimento de onda $\lambda=455$ e os resultados são dados em PtCo – Unidade de platina-cobalto.

5.11.6 Exames Bacteriológicos

Para a detecção de agentes patogênicos nas amostras utilizaram-se as bactérias do grupo coliforme. Para determinação de coliformes totais e fecais utilizou-se o método Colilert que detecta simultaneamente estes dois tipos de

coliformes. Esta análise é baseada na Tecnologia de substrato definido, DST. Quando os coliformes totais metabolizam o indicador ONGP de nutrientes Colilert, a amostra toma uma coloração amarela. Quando *E. coli* metaboliza o indicador MUG de nutrientes de Colilert a amostra fica fluorescente quando observada com luz UV. Com este método foram detectadas estas bactérias a uma concentração de 1 ufc/100 mL dentro das 24 horas, até na presença de 2 milhões de bactérias heterotróficas por cada 100 mL.

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

6.1 Apresentação

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos no período de ensaios com o piloto de microfiltração e ultrafiltração tangencial NETZSCH, no período de Janeiro de 2003 à Janeiro de 2004.

Em primeiro lugar são apresentados os resultados dos ensaios hidrodinâmicos do sistema utilizando água.

Após, são mostrados e discutidos os resultados obtidos com o efluente coletado da Estação de Tratamento de Esgoto Insular da cidade de Florianópolis, do tipo Lodo Ativado, modalidade aeração prolongada, avaliando-se os parâmetros físico-químicos e microbiológicos das amostras do efluente antes e após a filtração.

O procedimento de limpeza é avaliado para verificar a recuperação da capacidade de filtração da membrana.

Finalmente é mostrado e discutido o desempenho do piloto com a adição de coagulantes e os ensaios com a aplicação da retropropulsão ou “backflushing” avaliando a qualidade do permeado em todos os ensaios realizados.

6.2 Ensaios Preliminares utilizando água de torneira

6.2.1 Avaliação Hidrodinâmica do Sistema

Para avaliar o funcionamento do equipamento de filtração, a primeira parte prática deste trabalho consistiu em realizar testes para verificar o comportamento do equipamento nas possíveis variações nos parâmetros de operação. Os testes foram realizados utilizando-se água de torneira.

6.2.2 Evolução da vazão de recirculação em relação à frequência e à pressão para cálculo das velocidades tangenciais

Na Tabela 5 observam-se os ensaios onde a frequência foi variada em 20, 30, 40, 50 e 60 Hz e a pressão de 0 a 2 Bar para obtenção da vazão de recirculação e cálculo da velocidade tangencial.

Tabela 5) Evolução da vazão de circulação em relação à frequência e à pressão para cálculo da velocidade tangencial.

F (Hz)	P (Bar)	Recirculação			
		Vol. (L)	t (seg)	Q_R (L/s) = Vol / t	V (m/s) = (Q_R/A_T)
20	0,0	2,566	7,11	0,360	1,02
	0,5	2,383	6,95	0,343	0,97
	1,0	2,363	7,15	0,331	0,94
	1,5	2,126	7,22	0,294	0,83
	2,0	1,916	7,2	0,266	0,76
	Média				0,90
30	0,3	2,965	5,49	0,540	1,53
	0,5	2,796	5,29	0,528	1,50
	1,0	2,810	5,51	0,510	1,45
	1,5	2,310	4,76	0,485	1,38
	2,0	2,149	4,76	0,451	1,28
	Média				1,43
40	0,9	3,255	4,61	0,706	2,00
	1,0	2,742	3,91	0,701	1,99
	1,5	2,233	3,25	0,687	1,95
	2,0	2,335	3,71	0,629	1,79
	Média				1,93
50	1,3	2,815	3,23	0,872	2,50
	1,5	2,930	3,36	0,872	2,50
	2,0	2,598	3,13	0,830	2,36
	Média				2,45
60	1,7	3,080	2,92	1,054	3,00
	2,0	3,220	3,21	1,003	2,85
	Média				2,93

A Tabela 6, mostra de forma mais simplificada os resultados obtidos na Tabela 5. Observa-se a variação da Velocidade tangencial em função dos parâmetros de Frequência e Pressão.

Tabela 6) Evolução da velocidade tangencial em relação à frequência e à pressão.

Frequência (Hz)	Pressão (Bar)									V (m/s) Média
	0,0	0,30	0,5	0,9	1,0	1,30	1,5	1,70	2,0	
20	1,02		0,97		0,94		0,83		0,76	0,90
30		1,53	1,50		1,45		1,38		1,28	1,43
40				2,00	1,99		1,95		1,79	1,93
50						2,50	2,50		2,36	2,45
60								3,00	2,85	2,93
	V (m/s)									

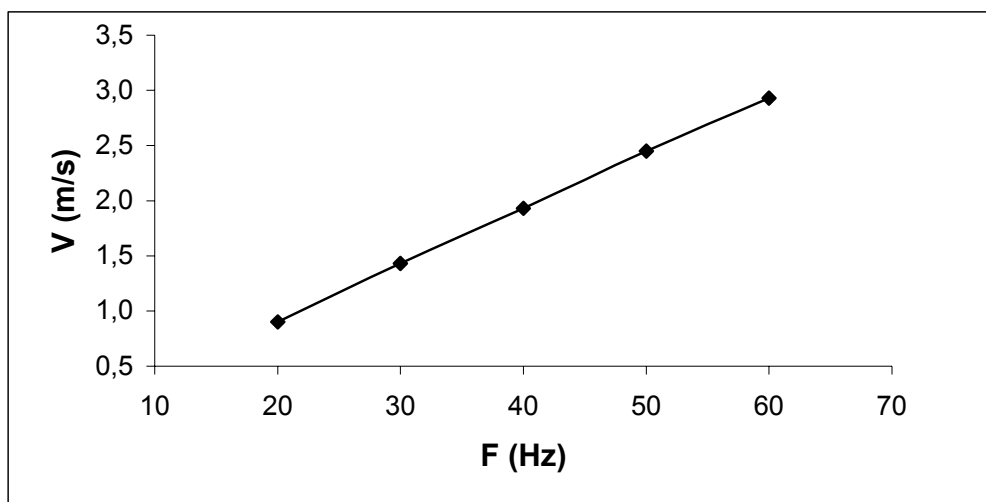


Figura 18) Relação de incremento da velocidade tangencial em função do aumento da frequência.

Os dados da Tabela 6 aparecem representados na Figura 18. A velocidade tangencial aumenta linearmente em relação ao incremento da frequência no equipamento. Estes resultados permitiram estabelecer as velocidades tangenciais de trabalho nos ensaios posteriores.

6.2.3 Variação da pressão em relação à velocidade tangencial

A Tabela 7 apresenta a variação da pressão no sistema decorrente do aumento da velocidade tangencial. A válvula de controle da pressão foi deixada totalmente aberta. Esta é uma limitação do equipamento em termos de controle operacional.

Tabela 7) Variação da pressão do sistema em função da velocidade tangencial.

F (Hz)	V (m/s)	P (Bar)
20	0,9	0,0
30	1,4	0,45
40	1,9	0,85
50	2,5	1,3
60	2,9	1,8

6.2.4 Relação entre o fluxo do permeado e a velocidade tangencial

O comportamento do fluxo do permeado utilizando água de torneira em função da variação da velocidade tangencial se observa na Tabela 8.

Tabela 8) Evolução do fluxo do permeado com água de torneira em função da velocidade tangencial.

F (Hz)	V (m/s)	Q_F (L/m ² .h)
20	0,9	109,0
30	1,4	225,0
40	1,9	388,6
50	2,5	572,7
60	2,9	687,3

Na Figura 19 se observa a relação da velocidade tangencial com o fluxo do permeado. A válvula reguladora de pressão foi mantida completamente aberta (Pressão zero).

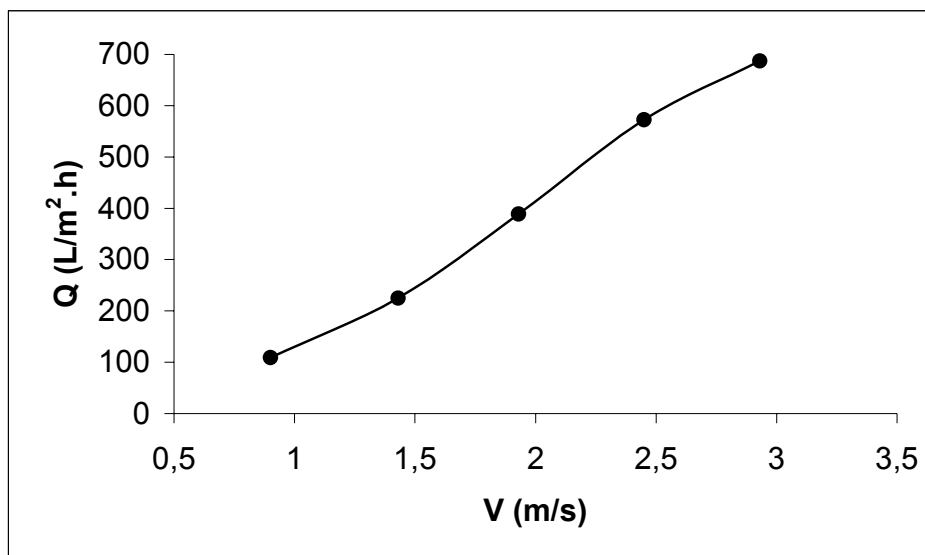


Figura 19) Relação entre a velocidade tangencial e o fluxo do permeado.

O aumento do fluxo do permeado pode ter ocorrido em parte devido ao aumento da velocidade e da pressão no sistema, mesmo com a válvula de pressão totalmente aberta. Essa característica ocorre porque o módulo de filtração possui uma única bomba para circulação e controle da pressão.

Al-Malack et al. (1996) estudaram a influência da Velocidade tangencial no Fluxo do permeado utilizando efluente tratado pelo processo de lodos ativados e membranas de microfiltração de 20 e 40 μm . A Velocidade tangencial foi variada de 1,2 a 1,9 m/s. O Fluxo do permeado aumentou aproximadamente de 2,5 L/m².h a 14 L/m².h em função do incremento da Velocidade tangencial, sugerido assim, uma relação direta entre o fluxo do permeado e a velocidade tangencial.

Sondhi et al. (2000) realizaram testes utilizando uma membrana cerâmica de Al^{+3} com diâmetros de poro de: 0,2, 0,8 e 5,0 μm . A velocidade tangencial foi variada em: 3,3, 4,9 e 6,5 m/s. Observou-se que o fluxo do permeado aumenta em relação à velocidade tangencial e concluíram que, para o caso de emulsões oleosas, as altas velocidades tangenciais dificultam a formação da camada de gel na superfície da membrana, reduzindo assim, o efeito da colmatação.

Portanto, os resultados do ensaio são coerentes com as informações recolhidas na bibliografia.

6.2.5 Evolução do fluxo do permeado em função da pressão

A Tabela 9 apresenta os resultados obtidos em relação ao fluxo do permeado em ensaios realizados com água de torneira, mantida a velocidade tangencial (V) de 1,9 m/s e variando-se as condições de pressão.

Tabela 9) Evolução do Fluxo do permeado utilizando água de torneira nas Pressões de 1, 1,5 e 2 Bar e V= 1,9m/s.

Tempo (min)	Q (L/m ² .h)		
	P=1Bar	P=1,5 Bar	P=2 Bar
1	409	736	1244
5	397	727	1227
10	389	716	1187
15	383	716	1165
20	383	716	1165
25	383	716	1165
30	383	716	1165
35	383	716	1165
40	383	716	1165
45	383	716	1165
50	383	716	1165
55	383	716	1165
60	383	716	1165

Parâmetros de operação

Líquido Filtrado: água de torneira

Frequência: 40 Hz;

Pressão: 1, 1,5 e 2 Bar;

V: 1,9 m/s;

Duração do ensaio: 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos.

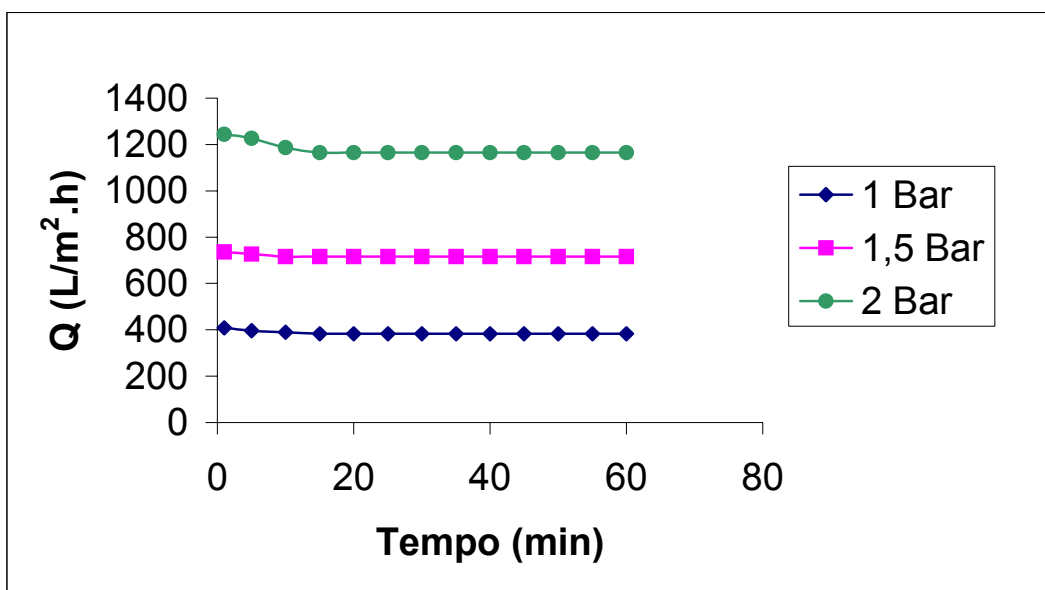


Figura 20) Variação do fluxo do permeado variando as pressões em: 1, 1,5 e 2 Bar utilizando água de torneira.

Na Figura 20, com dados da Tabela 9, se observa a influência da pressão em relação aos fluxos de permeados obtidos. Para água de torneira a variação da pressão exerce influência direta no fluxo do permeado. Na Pressão de 2 Bar o fluxo do permeado foi aproximadamente três vezes maior do que quando se utilizou a pressão de 1 Bar. A estabilização do fluxo do permeado ocorreu após 15 minutos de iniciada a filtração.

Sondhi et al. (2000) realizaram testes utilizando efluente com partículas de hidróxido de cromo em suspensão e membranas cerâmicas de Al^{+3} com diâmetros de poro de: 0,2, 0,8 e 5,0 μm . A Pressão foi variada em: 103, 138 e 172 kPa (1,03; 1,36 e 1,72 Bar, respectivamente). Observaram que o aumento da pressão produz um aumento no fluxo do permeado, porém ocorreu um declínio no estado estacionário em pressões acima de 2 Bar. Sugeriram que a maiores pressões o óleo pode passar através da superfície da membrana e depositar-se nos poros, diminuir o tamanho do mesmo e aumentar o efeito da colmatação na membrana.

6.3 Ensaios utilizando efluente da ETE Insular

6.3.1 Efeito da velocidade tangencial no fluxo do permeado

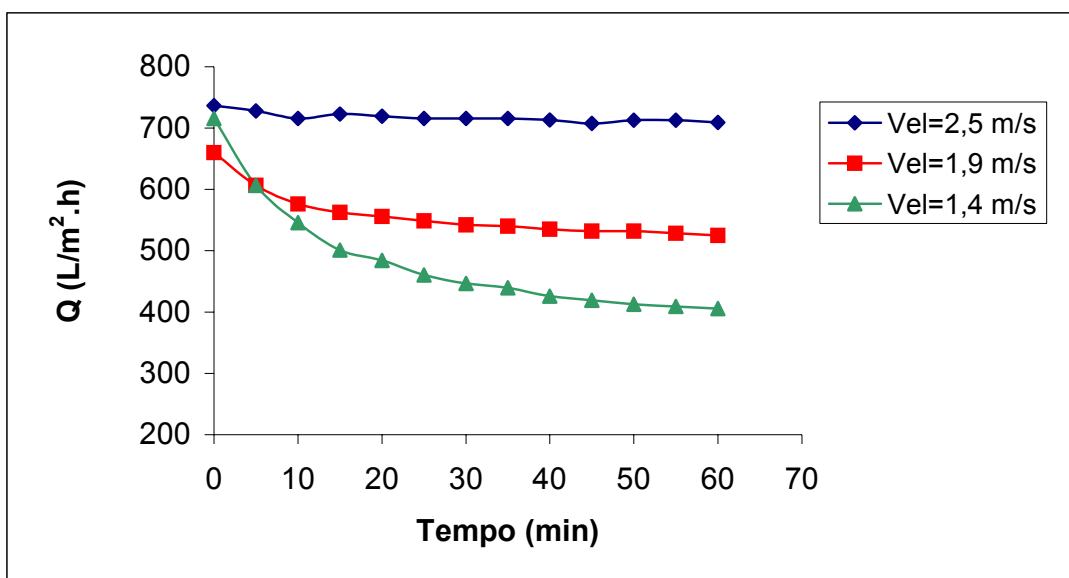


Figura 21) Efeito da Velocidade tangencial no fluxo do permeado.

A Figura 21 mostra a influência da velocidade tangencial aplicada em relação ao fluxo do permeado obtido. Verifica-se que com o aumento da velocidade ocorre um aumento no fluxo de permeado.

Cakl et al. (2000) observaram que para velocidades maiores o fluxo do permeado atinge o estado estacionário mais rapidamente. Os ensaios foram realizados em membranas cerâmicas de zircônio com diâmetro de poro de $0,1\mu\text{m}$ e o efluente utilizado proveniente de uma indústria metal mecânica e as velocidades tangencias aplicadas foram de 2, 3 e 4 m/s, respectivamente.

Embora se tratando de efluente de diferentes características, o comportamento dos ensaios deste trabalho foram semelhantes.

Al-Malack et al. (1996) estudaram o efeito da Velocidade tangencial no comportamento do fluxo do permeado com o efluente pré-tratado pelo sistema de lodos ativados. Foram realizados ensaios de 9 horas variando a Velocidade tangencial em 1,2, 1,5 e 1,8 m/s. O Fluxo do permeado ao início do ensaio foi aproximadamente de 160 L/m².h estabilizando-se em 20 L/m².h ao redor das 2 horas de ensaio. Conclui-se que o incremento da velocidade tangencial produz uma estabilização do fluxo do permeado mais rapidamente.

O efeito da velocidade tangencial na qualidade do permeado também foi investigado, e mostrou que houve baixas quantidades de sólidos suspensos no permeado nas velocidades tangenciais mais baixas, isto porque altas velocidades tangenciais produzem maiores pressões transmembrana, que forçam algumas partículas do efluente a penetrar através da superfície da membrana.

6.3.2 Evolução do fluxo do permeado

As Tabelas 10 e 11 apresentam os resultados obtidos em relação ao fluxo do permeado para as pressões de 1, 1,5 e 2 Bar utilizando-se efluente da ETE Insular e velocidades tangenciais de 1,4 m/s e 1,9 m/s respectivamente no tempo de 0 a 90 min.

Tabela 10) Evolução do fluxo do permeado utilizando efluente da ETE Insular nas pressões de 1, 1,5 e 2 Bar e Vel= 1,4 m/s.

	Vel= 1,4 m/s.		
	P=1 BAR	P=1,5 BAR	P=2 BAR
t (min)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)
0	444,5	588,4	818,1
5	378,4	502,1	635,8
10	349,0	453,4	570,4
15	326,2	413,5	535,2
20	307,8	394,0	505,6
25	295,2	375,0	479,5
30	286,7	365,7	469,3
35	278,1	358,9	457,9
40	271,7	351,1	456,8
45	264,5	346,0	453,4
50	260,1	342,6	448,8
55	254,6	338,5	440,9
60	251,2	336,1	438,6
65	247,8	334,0	438,6
70	246,1	330,0	434,6
75	241,3	327,6	431,8
80	240,0	326,5	431,8
85	238,6	325,9	431,8
90	237,6	325,9	429,5

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente da ETE Insular

P= 1, 1,5 e 2 Bar

F= 30 Hz

V= 1,4 m/s

Duração do ensaio: 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos.

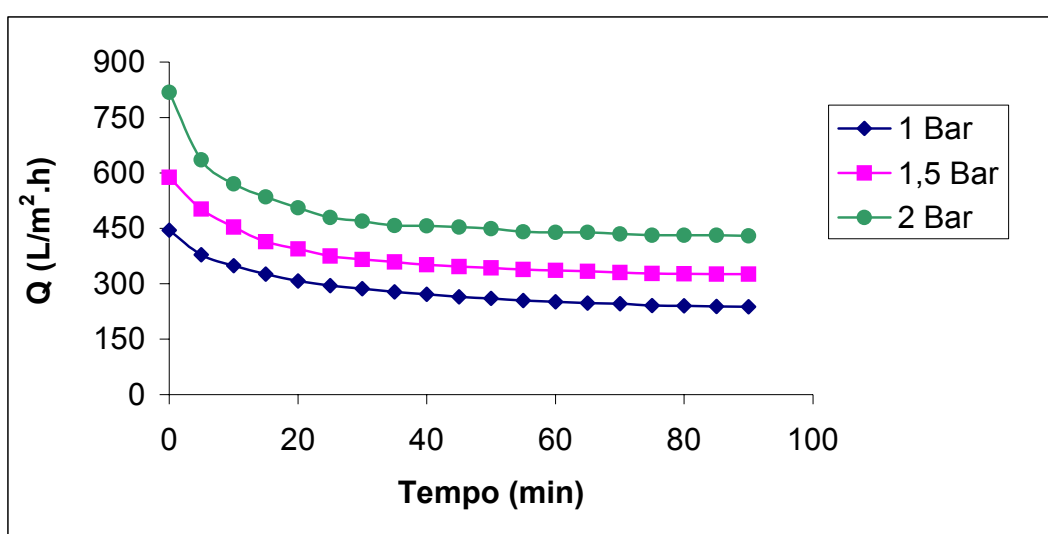


Figura 22) Evolução do fluxo do permeado utilizando efluente da ETE Insular variando as pressões.

Na Figura 22, realizada com os dados da Tabela 10, se observa uma estabilidade do fluxo do permeado a partir aproximadamente dos 30 minutos do início do ensaio. Verifica-se que no aumento da pressão para 1,5 Bar e 2 Bar, o fluxo do permeado atingiu valores aproximados de 50% e 100% maiores respectivamente em relação à Pressão de 1 Bar. Concluiu-se que o aumento do fluxo do permeado é diretamente proporcional ao aumento da pressão.

Apesar da pressão de 2 Bar ter atingido os maiores valores do fluxo do permeado neste ensaio, verificou-se que altas pressões afetam a estabilidade no ponteiro do manômetro e ocorrem tremores na estrutura física do equipamento.

Al-Malack et al. (1996) realizaram testes com o efluente secundário de uma estação de tratamento pelo sistema de lodos ativados, e concluiu que a aplicação de pressões excessivas (maiores de 1 Bar), ocasiona efeitos negativos na qualidade do permeado e instabilidade no equipamento.

Tabela 11) Evolução do fluxo do permeado utilizando efluente da ETE Insular nas pressões de 1, 1,5 e 2 Bar e V= 1,9 m/s.

	V= 1,9 m/s.		
	P=1 BAR	P=1,5 BAR	P=2 BAR
t (min)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)
0	447,7	506,2	722,7
5	330,9	455,6	540,9
10	309,0	434,0	465,9
15	295,4	409,0	427,2
20	288,6	400,0	410,2
25	281,8	392,6	403,4
30	273,8	378,4	396,5
35	271,5	375,5	390,3
40	269,3	369,8	386,3
45	267,0	368,7	385,2
50	263,6	368,1	378,9
55	261,9	365,9	378,4
60	261,3	360,2	378,4
65	260,2	359,0	376,1
70	258,5	356,8	377,2
75	257,3	356,2	377,2
80	256,8	358,5	378,9
85	256,8	357,3	379,5
90	256,2	357,3	378,4

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente

P= 1, 1,5 e 2 Bar

F= 40 Hz

V= 1,9 m/s

Duração do ensaio: 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos.

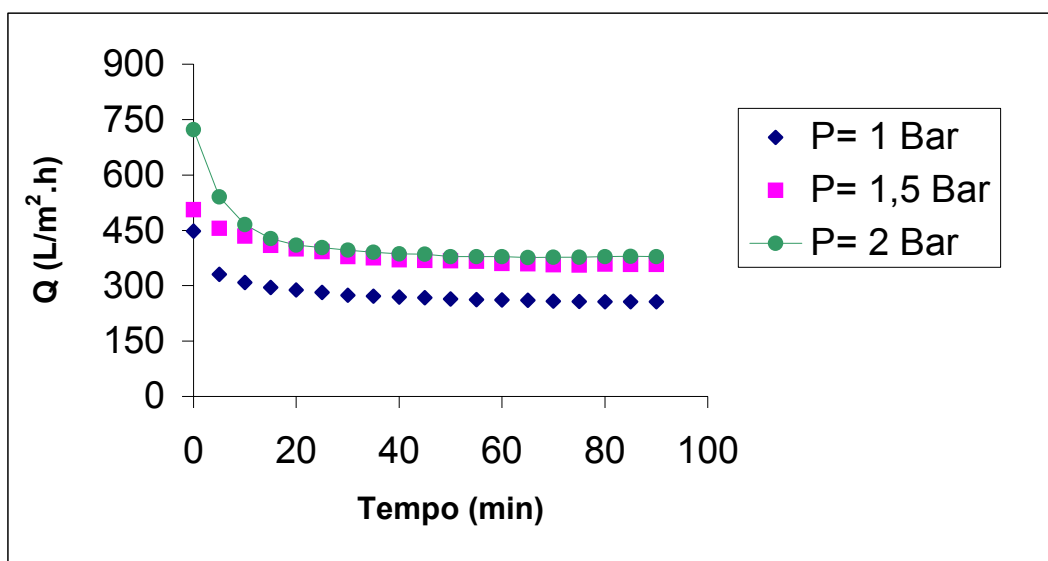


Figura 23) Variação do fluxo do permeado em relação ao tempo para V=1,9 m/s e P=1, 1,5 e 2 Bar.

Na Figura 23 se observa o decréscimo do fluxo do permeado ao longo do tempo sendo que o fluxo permanece estável após 30 minutos de filtração. Pode ser verificado que para maiores pressões, o fluxo do permeado atinge valores mais altos, porém, neste caso não ocorreu uma grande diferença nas pressões de 1,5 e 2 Bar.

Para todas as condições de operação, nas Tabelas 10 e 11, se observou um decréscimo do fluxo do permeado de aproximadamente 50% ao final dos 90 minutos dos ensaios.

Comparando as Tabelas 10 e 11 conclui-se, para estes ensaios, que as condições de operação que promoveram fluxos de permeado mais altos foram obtidas na $V=1,9$ m/s e Pressão= 2 Bar.

O declínio do fluxo do permeado no decorrer da filtração deve-se a provável formação da camada de gel, causada pelo acúmulo de sólidos na superfície filtrante. Também causado em parte pelo bloqueio dos poros por entupimento. Estes são fenômenos causadores da colmatação na membrana.

Os estudos de Rippeger (2002) utilizando membranas de microfiltração e condições de operação de $P=1,5$ Bar e $Vel=1,5$ m/s, mostraram o comportamento de um modelo típico onde se observa o decréscimo do Fluxo do permeado ao longo do tempo, e como este ocorre em função da colmatação dos poros da membrana pela formação da camada de gel.

6.4 Variação do fluxo do permeado em função da concentração dos sólidos suspensos

A Figura 24 apresenta os ensaios com efluente da ETE Insular para avaliar a influência da concentração de sólidos suspensos na variação do fluxo do permeado. Foram realizados ensaios em diferentes dias coletando amostras com as seguintes concentrações de sólidos suspensos: 2, 4 e 32 mg/L. Estas concentrações são relativamente baixas devido a passagem do efluente pelo decantador na ETE Insular, porém, variando conforme as características do esgoto bruto.

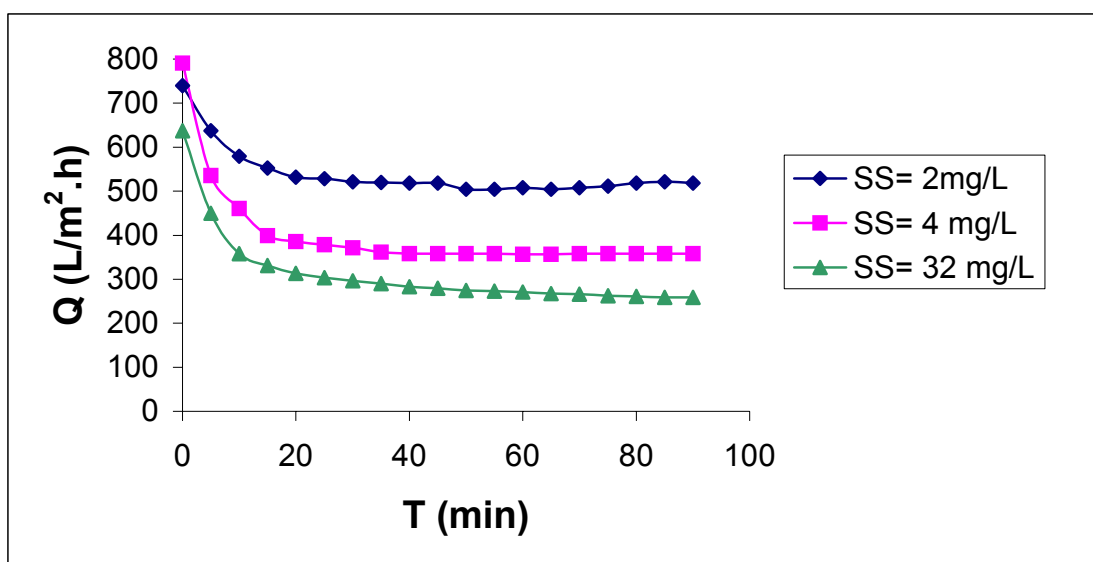


Figura 24) Efeito da concentração dos sólidos suspensos no fluxo do permeado.

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente

P= 2 Bar

F= 40 Hz

V= 1,9 m/s

Duração do ensaio: 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos.

Observou-se que a concentração de sólidos suspensos afeta diretamente a variação do Fluxo do permeado, sendo que quanto maior a concentração de sólidos, maior é o efeito da colmatação na membrana.

Al-Malack et al. (1996), realizaram ensaios com o efluente secundário proveniente do processo de lodos ativados para avaliar o Fluxo do permeado variando a concentração dos sólidos suspensos em 30, 50 e 65 mg/L. Concluíram que a estabilização do fluxo do permeado decresce em função de maiores concentrações de sólidos no efluente.

6.5 Avaliação da qualidade do permeado



Figura 25) Efluente tratado pelo processo de lodos ativados, efluente bruto e efluente permeado.

A Figura 25 apresenta visualmente uma comparação das amostras coletadas. De esquerda pra direita: o efluente pré-tratado pelo sistema de lodos ativados com aeração prolongada, o efluente bruto na entrada da ETE Insular e, finalmente, o permeado tratado pelo piloto de microfiltração tangencial.

As Tabelas 12 e 13 mostram o resultados das análises laboratoriais utilizando Velocidade tangencial de 1,43 e 1,93 m/s e Pressões de 1, 1,5 e 2 Bar. Em todas as condições houve uma melhora significativa nos parâmetros do efluente após o processo de microfiltração. Para cada ensaio foram realizadas análises em triplicata e obtidas as médias para apresentação das Tabelas.

Tabela 12) Avaliação da qualidade do permeado para V= 1,4 m/s e P= 1, 1,5 e 2 Bar.

V = 1,4 m/s P = 1 Bar							
	pH	Turbidez (FAU)	Cor (PtCo)	SST (mg/L)	DQO (mg/L)	Coliformes Totais (NMP/100mL)	Coliformes Fecais (NMP/100mL)
Efluente tratado por lodos ativados	6,5	5,3	51,3	3,0	23,3	517,2. 10 ²	93,4.10 ²
Efluente microfiltrado	5,9	1,0	24,0	0,3	5,0	3,1	<1
Eficiência de remoção (%)	-	81,2	53,2	89,0	78,5	99,9	99,9
V = 1,4 m/s P = 1,5 Bar							
Efluente tratado por lodos ativados	6,6	7,6	47,6	11,0	99,0	143.10 ²	12,2.10 ²
Efluente microfiltrado	6,6	0,0	9,0	0,6	44,3	4,0	<1
Eficiência de remoção (%)	-	100,0	81,1	93,9	55,2	99,9	99,9
V = 1,4 m/s P = 2 Bar							
Efluente tratado por lodos ativados	5,7	4,6	40,3	1,6	17,8	517.10 ²	39,3.10 ²
Efluente microfiltrado	5,4	0,3	13,6	0,3	5,5	1	<1
Eficiência de remoção (%)	-	92,9	66,1	80,2	69,1	99,9	99,9

Tabela 13) Avaliação da qualidade do permeado para V= 1,9 m/s e P= 1, 1,5 e 2 Bar.

V = 1,9 m/s P = 1 Bar							
	pH	Turbidez (FAU)	Cor (PtCo)	SST (mg/L)	DQO (mg/L)	Coliformes Totais (NMP/100mL)	Coliformes Fecais (NMP/100mL)
Efluente tratado por lodos ativados	6,1	4,0	42,0	3,0	24,5	613,1.10 ²	72,4.10 ²
Efluente microfiltrado	5,8	0,0	8,0	0,0	12,3	<1	<1
Eficiência de remoção (%)	-	100,0	80,9	100,0	49,6	99,9	99,9
V = 1,9 m/s P = 1,5 Bar							
Efluente tratado por lodos ativados	6,3	22,6	112,3	12,3	51,8	139,9.10 ²	50,4.10 ²
Efluente microfiltrado	6,0	0,3	13,3	1,0	10,2	<1	<1
Eficiência de remoção (%)	-	98,5	88,1	91,8	80,3	99,9	99,9
V = 1,9 m/s P = 2 Bar							
Efluente tratado por lodos ativados	6,1	18,0	87,0	12,6	76,8	816,4.10 ²	63,8.10 ²
Efluente microfiltrado	6,0	0,3	13,3	1,0	10,2	4,0	<1
Eficiência de remoção (%)	-	98,1	84,6	92,1	86,7	99,9	99,9

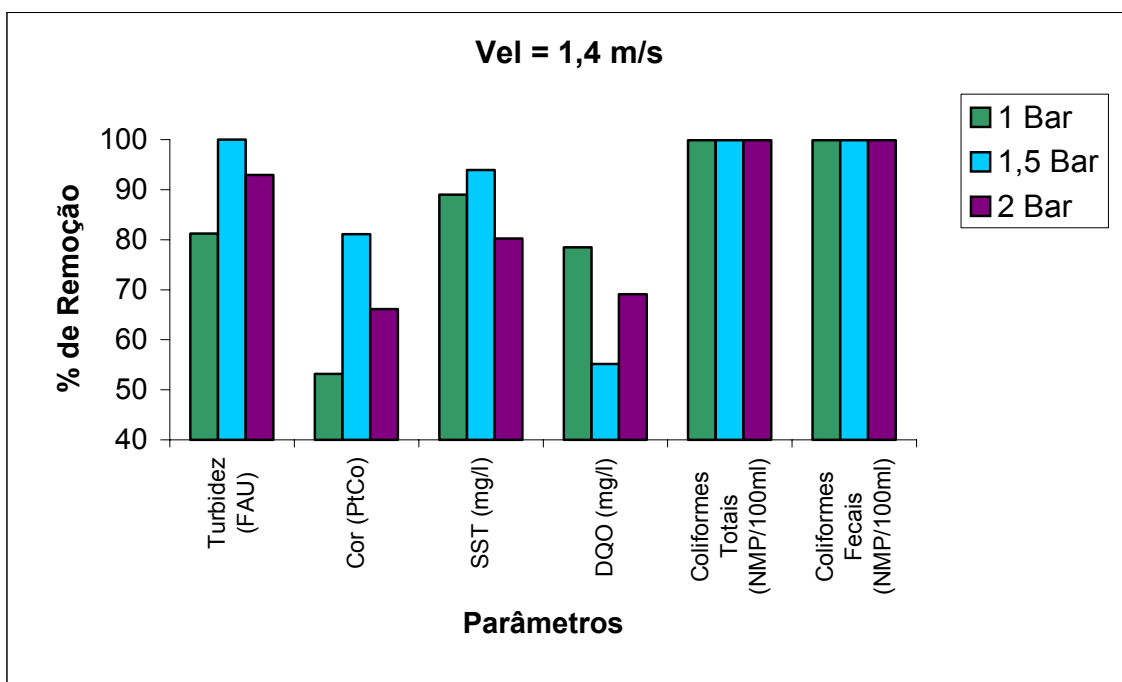


Figura 26) Eficiência de Remoção dos Parâmetros de qualidade nas condições de $V=1,4$ m/s e $P=1, 1,5$ e 2 Bar.

A Figura 26 mostra os dados da Tabela 12. Para estes ensaios, a % de remoção nos parâmetros de turbidez, cor e sólidos suspensos foi maior na pressão de 1,5 Bar, porém, a remoção da DQO resultou ser a mais baixa. A remoção dos parâmetros depende diretamente das concentrações de entrada do efluente no sistema de filtração. As características do efluente variam diariamente, por isto não é possível concluir, baseando-se nestes resultados, sobre quais os parâmetros de operação ideais.

Nas variações de pressão de 1, 1,5 e 2 Bar, a remoção de coliformes totais e E. Coli resultou praticamente de 100% verificando a alta capacidade do sistema de redução bacteriológica.

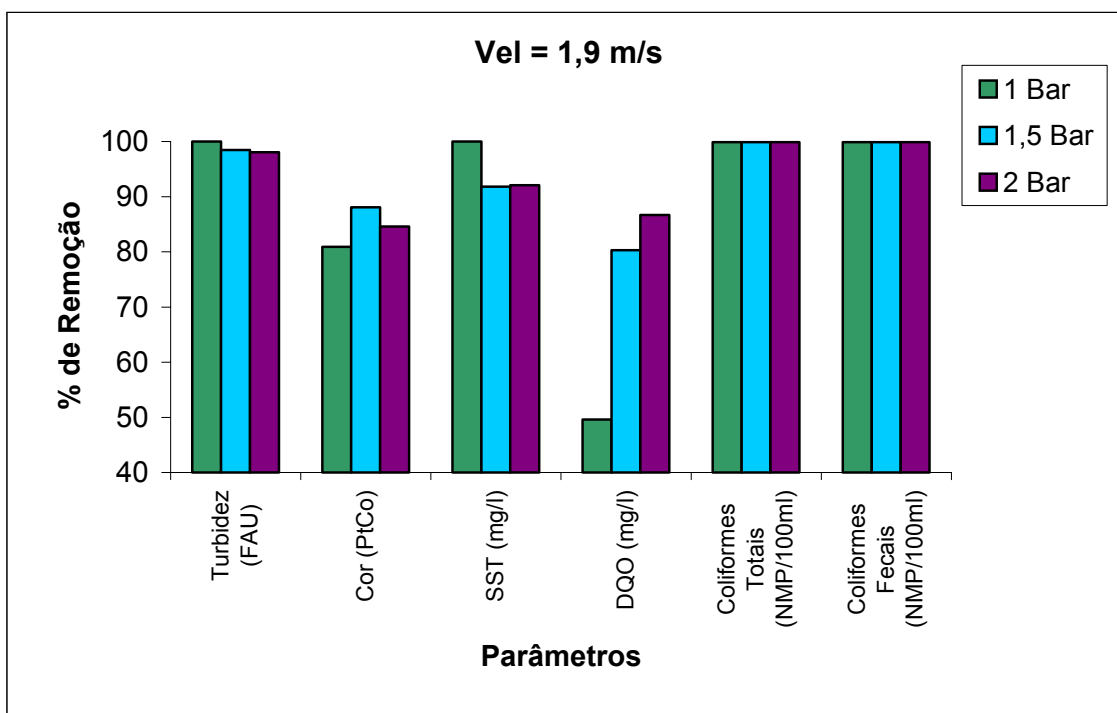


Figura 27) Eficiência de Remoção dos Parâmetros de qualidade nas condições de $V=1,9$ m/s e $P=1, 1,5$ e 2 Bar.

A Figura 27, com dados da Tabela 13, mostra uma maior eficiência de remoção da turbidez e dos sólidos suspensos na pressão de 1 Bar. A redução da cor resultou a maior na pressão de 1,5 Bar e a pressão de 2 Bar promoveu a maior eficiência de remoção da DQO. Para os 3 casos as análises bacteriológicas promoveram uma redução aproximada de 100% confirmando que o processo de microfiltração é eficaz na redução bacteriológica.

6.6 Ensaios com adição de Coagulantes

A Tabela 14 apresenta o fluxo do permeado em relação as diferentes dosagens de cloreto férrico.

Tabela 14) Variação do fluxo do permeado com as diferentes dosagens de FeCl_3

	Dosagem de FeCl_3 5 mg/L	Dosagem de FeCl_3 10 mg/L	Dosagem de FeCl_3 30 mg/L
Tempo (min)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)
0	310,23	450,00	395,45
5	301,70	405,68	349,43
10	265,91	443,18	340,91
15	248,86	439,77	330,68
20	231,82	403,98	306,82
25	218,18	361,36	289,77
30	214,77	351,14	272,73
35	204,55	320,45	262,50
40	201,14	320,45	248,86
45	190,91	300,00	238,64
50	187,50	286,36	231,82
55	187,50	269,32	221,59
60	187,50	262,50	218,18

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente

P= 1 Bar

F= 30 Hz

V= 1,4 m/s

Coagulante= Cloreto Férrico

Duração do ensaio: 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos

Observou-se nos ensaios com Cloreto Férrico nas dosagens de 5, 10 e 30 mg/L, que o maior fluxo de permeado ocorreu com adição de 10 mg/L, atingindo um valor de 262,50 L/m².h ao final do ensaio no tempo de 60 min. Estes valores podem ser observados na Tabela 14.

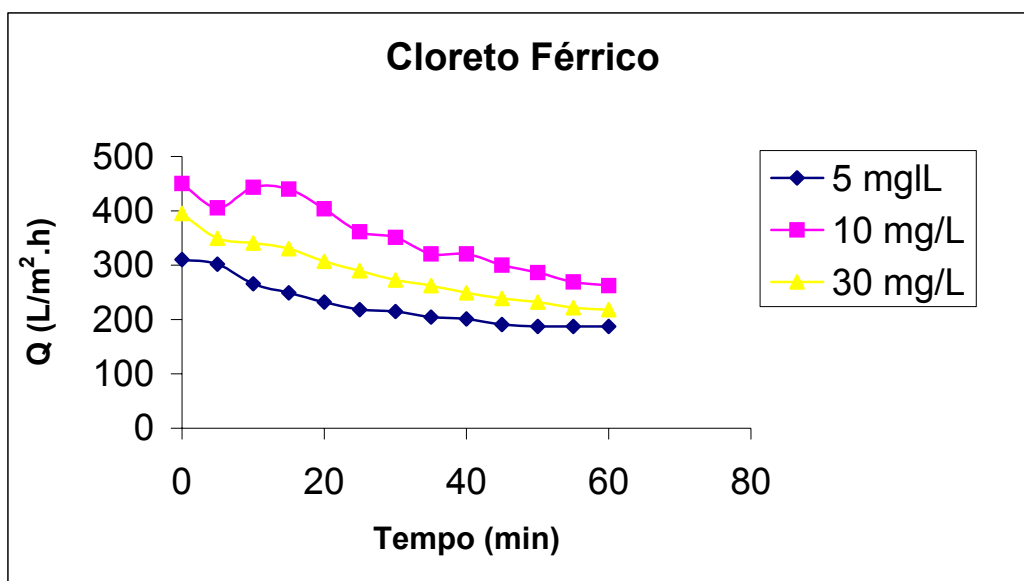


Figura 28) Ensaios com adição de 5, 10 e 30 mg/L de FeCl₃

A Figura 28 apresenta a comparação dos ensaios com a adição de 5, 10 e 30 mg/L de Cloreto Férrico e verifica-se que o ensaio com a dosagem de 10 mg/L obteve o fluxo do permeado mais alto ao final do ensaio no tempo de 60 minutos.

Porém, após os ensaios com Cloreto Férrico, observou-se uma queda na eficiência do procedimento de limpeza, tendo que repetir o mesmo até atingir a recuperação de filtração inicial da membrana.

Pikkarainen et al. (2004), realizaram testes com quatro tipos de coagulantes a base de ferro e alumínio. Foi utilizado um sistema de “Jar test” onde adicionaram os coagulantes e os misturaram durante 30, 60 e 90 segundos. Após, o efluente

era permeado através de uma membrana de microfiltração. Os resultados demonstraram que o melhor fluxo do permeado foi obtido com a adição do cloreto férrico.

Tabela 15) Variação do fluxo do permeado com as diferentes dosagens de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

	Dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 5 mg/L	Dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 10 mg/L	Dosagem de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 30 mg/L
Tempo (min)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)	Q (L/m ² .h)
0	286,36	446,59	429,55
5	211,36	439,77	354,55
10	177,27	375,00	310,23
15	163,64	347,73	259,09
20	156,82	330,68	245,45
25	150,00	320,45	233,52
30	146,59	300,00	233,52
35	139,77	286,36	225,00
40	134,66	276,14	218,18
45	129,55	265,91	211,36
50	129,55	259,09	207,95
55	129,55	252,27	201,14
60	129,55	242,05	197,73

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente

P= 1 Bar

F= 30 Hz

V= 1,4 m/s

Coagulante= Sulfato de Alumínio

Duração do ensaio: 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos

Na Tabela 15 são apresentados os resultados obtidos com as dosagens de 5, 10 e 30 mg/L de Sulfato de Alumínio. O fluxo do permeado mais alto aos 60 minutos de ensaio foi obtido com adição de 10 mg/L.

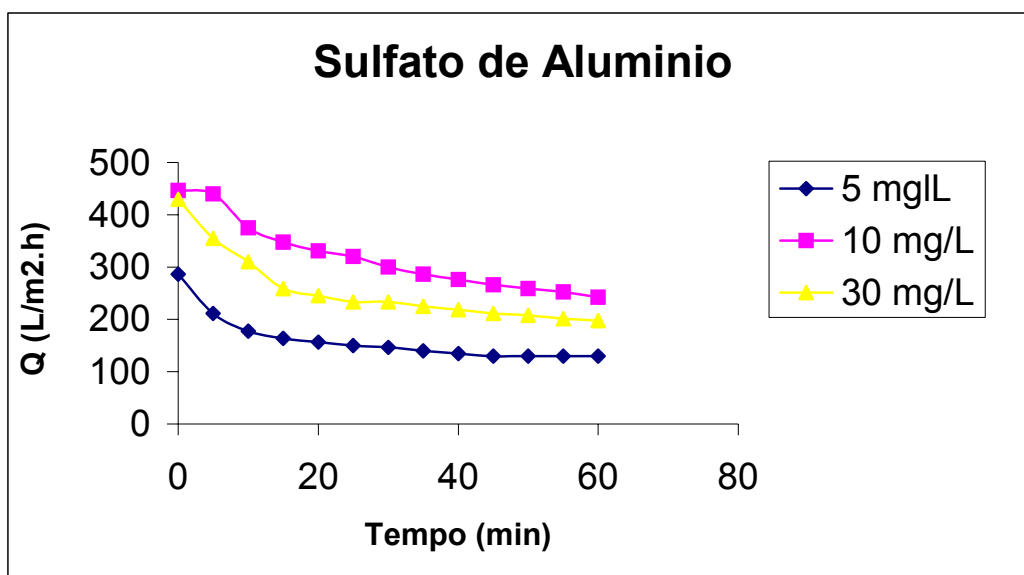


Figura 29) Ensaios com adição de 5, 10 e 30 mg/L de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Na Figura 29 se observa o maior fluxo do permeado obtido com a dosagem de 10 mg/L de Sulfato de Alumínio. Nestes ensaios o procedimento de limpeza não atingiu a recuperação total da membrana, e os tempos de circulação das soluções de limpeza tiveram que ser aumentados ao redor de 20% e substituir a recirculação de água de torneira por água destilada para assim recuperar a capacidade de filtração inicial da membrana.

Gabelich et al. (2002), testaram a adição de coagulantes em membranas de osmose inversa, as dosagens utilizadas foram: 6-8 mg/L a base de alumínio e 4-5 mg/L de cloreto férrico. No caso do coagulante a base de alumínio houve um decréscimo no fluxo do permeado e na rejeição de sais. O teste com cloreto férrico

produziu um incremento no fluxo do permeado, mas ainda uma baixa rejeição de sais. Após os testes a capacidade de filtração da membrana foi recuperada através da limpeza química, porém, observou-se uma degradação da superfície da membrana devida ao conteúdo de resíduos metálicos no efluente.

Nos ensaios variando as dosagens em 5, 10 e 30 mg/L de cloreto férrico e sulfato de alumínio, o fluxo de permeado mais alto foi obtido com a dosagem de 10 mg/L para ambos casos. O resultado dos ensaios com a dosagem de 10 mg/L para ambos coagulantes foi comparada com um ensaio sem adição de coagulantes para verificar em qual condição se obteria o fluxo do permeado mais alto.

Os resultados destes ensaios podem ser observados na Tabela 16, onde se verifica que a adição de 10 mg/L de Cloreto Férrico produziu o valor mais alto do Fluxo do permeado. Porém, no ensaio com adição de 10 mg/L de Sulfato de Alumínio o fluxo do permeado não foi maior que o ensaio sem adição de coagulante. O melhor funcionamento do cloreto férrico em relação ao sulfato de alumínio pode ser devido à precipitação dos hidróxidos, sendo que a precipitação varia de acordo com as faixas do pH. No caso do cloreto férrico o pH de precipitação se encontra entres 6-7 e no caso do sulfato de alumínio em intervalos mais altos. O pH do efluente varia de 6-7, isto pode ter ocasionado uma maior eficiência no cloreto férrico.

No caso de ambos coagulantes, o fluxo do permeado mais alto foi obtido com a dosagem de 10 mg/L, isto pode ser devido a que a dosagem de 5 mg/L é baixa demais para produzir a coagulação e a dosagem de 30 mg/L é muito alta e os flocos formados em lugar de minimizar o efeito da colmatação o aumentam.

Tabela 16) Comparação dos ensaios com as dosagens que promoveram os Fluxos do permeado mais altos e o ensaio sem coagulante.

Tempo (min)	Q (L/m ² .h)		
	Sem Coagulante	10 mg/L FeCl ₃	10 mg/L Al ₂ (SO ₄) ₃
0	444,54	450,00	446,59
5	378,40	405,68	439,77
10	349,09	443,18	375,00
15	326,25	439,77	347,73
20	307,84	403,98	330,68
25	295,22	361,36	320,45
30	286,70	351,14	300,00
35	278,18	320,45	286,36
40	271,70	320,45	276,14
45	264,54	300,00	265,91
50	260,11	286,36	259,09
55	254,65	269,32	252,27
60	251,25	262,50	242,05

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente

P= 1 Bar

F= 30 Hz

V= 1,4 m/s

Coagulantes= 10 mg/L de Cloreto Férrico e 10 mg/L de Sulfato de Alumínio

Duração do ensaio: 60 minutos medindo o fluxo do permeado a cada 5 minutos

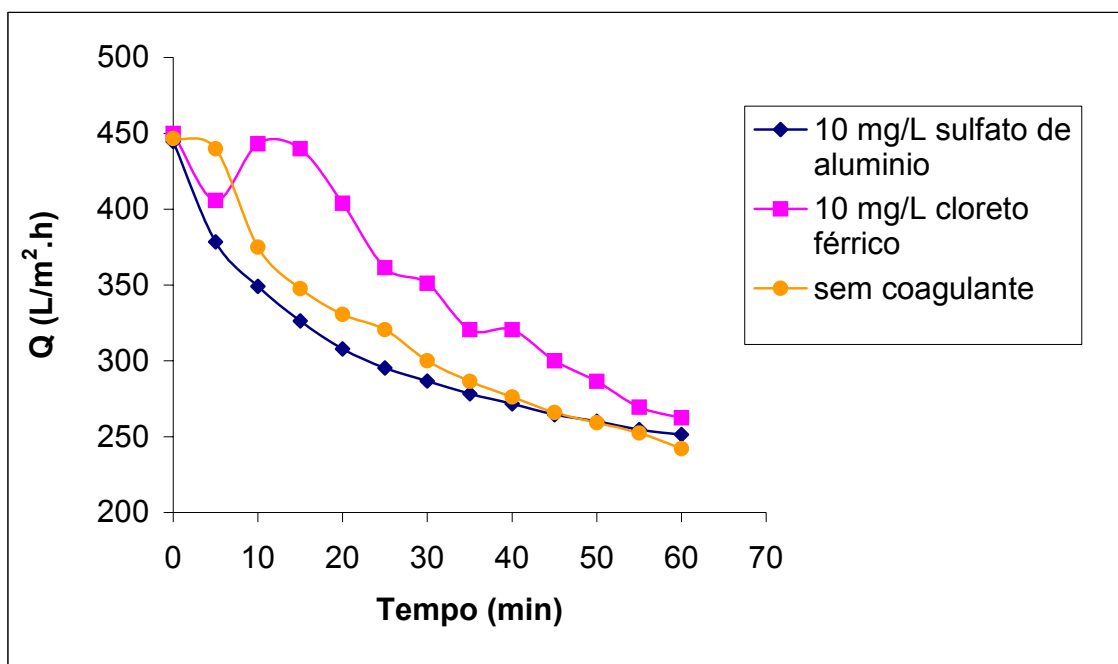


Figura 30) Comparação das melhores dosagens dos coagulantes e o ensaio sem coagulante.

Na Figura 30, realizada com dados da Tabela 16, se observa a comparação da variação do fluxo do permeado nos seguintes casos: o ensaio sem adição de coagulantes, o ensaio com a dosagem de 10 mg/L de Cloreto Férrico e o ensaio com a adição de 10 mg/L de Sulfato de alumínio. O ensaio com a dosagem de 10 mg/L de Cloreto Férrico obteve um fluxo do permeado maior que o ensaio sem a adição de coagulantes. Já o ensaio com a adição de 10 mg/L de Sulfato de Alumínio não melhorou o fluxo do permeado se comparado com o ensaio sem adição de coagulantes. No final de todos os ensaios com os dois tipos de coagulantes, observou-se que a eficiência da membrana não havia sido recuperada totalmente após o procedimento de limpeza, pelo qual teve de ser repetido e aumentado o tempo de circulação das soluções químicas, após isto, a eficiência da membrana foi recuperada. O ensaio com adição de Cloreto Férrico obteve o fluxo do permeado mais alto, porém, a diferença com as outras condições foi mínima no final do ensaio.

6.6.1 Avaliação da qualidade do Permeado com adição de Coagulantes

Tabela 17) Avaliação da qualidade do permeado com a adição de Cloreto Férrico, Sulfato de Alumínio e sem adição de coagulante.

V = 1,4 m/s P = 1 Bar 10 mg/L de FeCl₃							
	pH	Turbidez (FAU)	Cor (PtCo)	SST (mg/L)	DQO (mg/L)	Coliformes Totais (NMP/100mL)	Coliformes Fecais (NMP/100mL)
Efluente tratado por lodos ativados	6,9	6,3	61,6	4,3	17,8	1919,73.10 ²	674,1.10 ²
Efluente microfiltrado	6,0	0,0	19,3	0,0	7,4	7,8	1,73
Eficiência de remoção (%)	-	100,0	68,6	100,0	57,9	99,9	99,9
V = 1,4 m/s P = 1,5 Bar 10 mg/L de Al₂(SO₄)₃							
Efluente tratado por lodos ativados	6,5	3,6	46,3	2,3	12,6	1445,98.10 ²	344,8.10 ²
Efluente microfiltrado	6,1	0,6	25,6	0,3	10,3	2,0	<1
Eficiência de remoção (%)	-	81,7	44,5	85,8	18,4	99,9	99,9
V = 1,4 m/s P = 1 Bar Sem coagulante							
Efluente tratado por lodos ativados	6,5	5,3	51,3	3,0	23,3	517,2. 10 ²	93,4.10 ²
Efluente microfiltrado	5,9	1,0	24,0	0,3	5,0	3,1	<1
Eficiência de remoção (%)	-	81,2	53,2	89,0	78,5	99,9	99,9

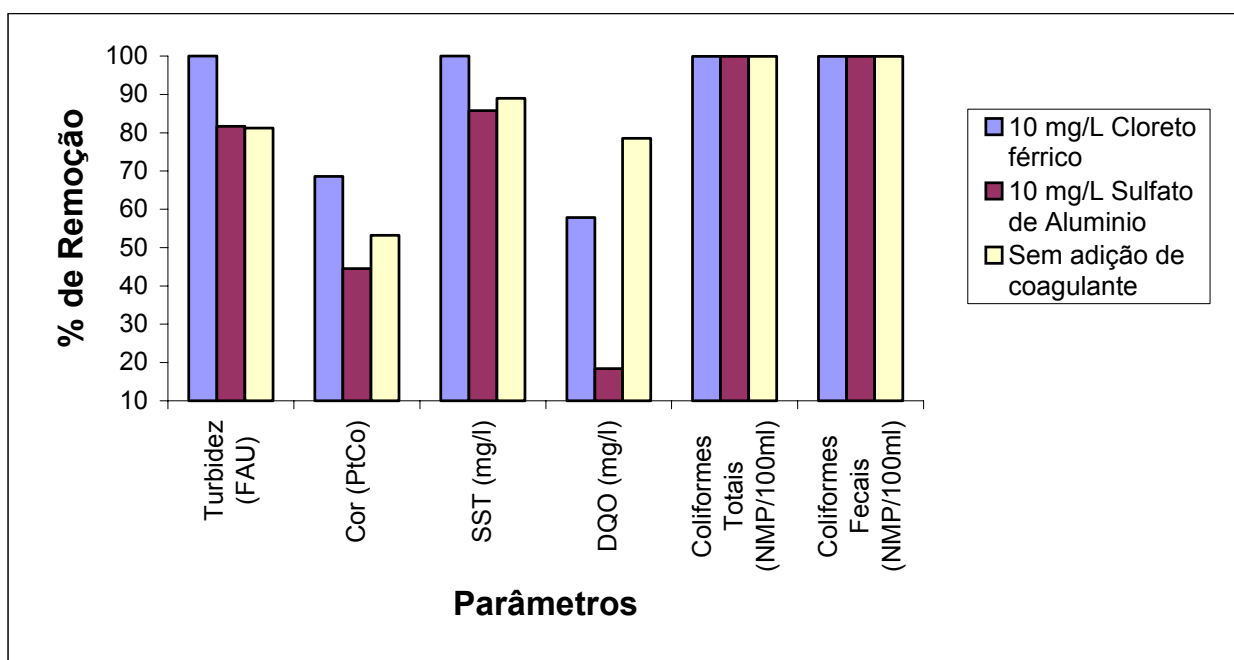


Figura 31) Eficiência de Remoção dos Parâmetros de qualidade com adição de 10 mg/L de Cloreto Férrico, 10 mg/L de Sulfato de Alumínio e sem adição de coagulante.

A Figura 31, com dados da Tabela 17, mostra que a eficiência de remoção dos ensaios com adição de 10 mg/L de Cloreto Férrico foi superior se comparada aos ensaios com adição de 10 mg/L de Sulfato de Alumínio. A eficiência de remoção nos parâmetros de turbidez, cor e sólidos suspensos nos ensaios com 10 mg/L de Cloreto foi um pouco maior aos ensaios sem adição de coagulantes, porém a remoção da DQO foi maior no ensaio sem coagulante.

Zhong et al. (2003) realizaram estudos de pré-coagulação e filtração utilizando o efluente oleoso de uma refinaria. Foram testados diferentes tipos e dosagens de coagulantes em membranas de microfiltração de zircônio, assim como as condições operacionais de pressão e velocidade tangencial no processo de filtração. Os parâmetros fixados foram $P = 1,1$ Bar e $V = 1,4$ m/s e dosagem de 70 mg/L de coagulante. Concluiu-se que a adição do coagulante diminuiu a colmatação da membrana produzindo o incremento no fluxo do permeado e na qualidade do mesmo.

6.7 Avaliação da qualidade do Permeado ao longo do tempo

Para verificar se a qualidade do permeado permanece constante ao longo do tempo, foram realizados ensaios coletando amostras para análises laboratoriais em diferentes tempos do ciclo do permeado.

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente

P= 1 Bar

F= 30 Hz

V= 1,4 m/s

Duração do ensaio: 80 minutos medindo o Fluxo do permeado a cada 5 minutos

Coletas para análise: a cada 20 minutos

Tabela 18) Avaliação da qualidade do permeado ao longo do tempo.

Amostras	Cor (PtCo)	S.S.T. (mg/L)	Turbidez (FAU)	DQO (mg/L)	Coliformes Totais (NMP/100mL)	Coliformes Fecais (NMP/100mL)
Bruto	35	2	3	20	$140,1 \cdot 10^2$	$18,7 \cdot 10^2$
Filtrado T_1	20	0	0	14	<1	<1
Filtrado T_{20}	18	0	0	10	<1	<1
Filtrado T_{40}	20	0	0	8	<1	<1
Filtrado T_{60}	18	0	0	8	<1	<1
Filtrado T_{80}	20	0	0	8	<1	<1

Na Tabela 18 pode ser observado que não ocorreu diminuição da qualidade do filtrado ao longo dos 80 minutos de ensaio, porém, é recomendável realizar ensaios de maior duração para verificar a capacidade de retenção da membrana para manter a qualidade constante do permeado.

6.8 Ensaios com “Backflushing”

Para avaliar a evolução do fluxo do permeado utilizando o sistema de “backflushing” se realizaram ensaios variando os intervalos de “backflushing” em: 5, 2, 1 e 0,5 min. Os fluxos de permeado obtidos foram comparados com o Fluxo do permeado sem o “backflushing” acionado. Os resultados são mostrados na Tabela 19.

Tabela 19) Evolução do fluxo do permeado variando os intervalos de “backflushing” e ensaio sem “backflushing”.

	Q (L/m ² .h)				
	Intervalos de “Backflushing”				Sem Backflushing
T (min)	5 min	2 min	1 min	0,5 min	0 min
0	293,1	477,2	450,0	593,1	444,5
5	282,9	344,3	405,6	542,0	378,4
10	272,7	300,0	357,9	511,3	349,0
15	265,9	271,0	354,5	460,2	326,2
20	286,3	259,0	334,0	460,2	307,8
25	281,2	245,4	317,0	470,4	295,2
30	272,7	245,4	313,6	450,0	286,7
35	260,8	231,8	300,0	439,7	278,1
40	262,5	231,8	300,0	429,5	271,7
45	257,3	228,4	293,1	419,3	264,5
50	253,9	221,5	293,1	439,7	260,1
55	248,8	218,1	282,9	443,0	254,6
60	250,5	214,7	279,5	429,5	251,2
65	245,4	211,3	279,5	450,0	247,8
70	242,0	211,3	276,1	439,7	246,1
75	240,3	211,3	272,7	439,7	241,3
80	238,6	204,5	269,3	429,5	240,0

Parâmetros de operação

Líquido filtrado= Efluente

P= 1 Bar

F= 30 Hz

V= 1,4 m/s

Duração dos ensaios: 80 minutos medindo o Fluxo do permeado a cada 5 minutos

Intervalos do “backflushing”: 0, 0,5, 1, 2 e 5 minutos

A comparação dos ensaios com o sistema de “backflushing” acionado e o ensaio sem “backflushing” são apresentados na Tabela 20. As condições de operação fixadas para todos os ensaios foram de velocidade tangencial= 1,4 m/s e pressão= 1 Bar. Os intervalos de “backflushing” foram regulados nos seguintes tempos: a cada 5 minutos, a cada 2 minutos, a cada minuto e a cada 0,5 minutos. Na mesma Tabela se observa um ensaio sem o sistema de “backflushing” acionado e o fluxo do permeado obtido ao final do ensaio de 80 minutos para todos os casos. O fluxo do permeado mais alto, nos ensaios com o sistema de “backflushing” acionado, foi obtido quando os intervalos ocorreram a cada 0,5 minutos, alcançando um fluxo do permeado de 429,5 L/m².h aos 80 minutos do ensaio. Este fluxo de permeado é consideravelmente maior se comparado com os outros intervalos de “backflushing” e ao fluxo do permeado do ensaio sem o sistema ligado, que promoveu um fluxo do permeado de 240,0 L/m².h.

Para estes ensaios se concluiu que o intervalo de 0,5 min produz o maior fluxo do permeado, porém, no início dos testes se observaram diferenças nos fluxos de permeado e isto pode ter influenciado no seu comportamento.

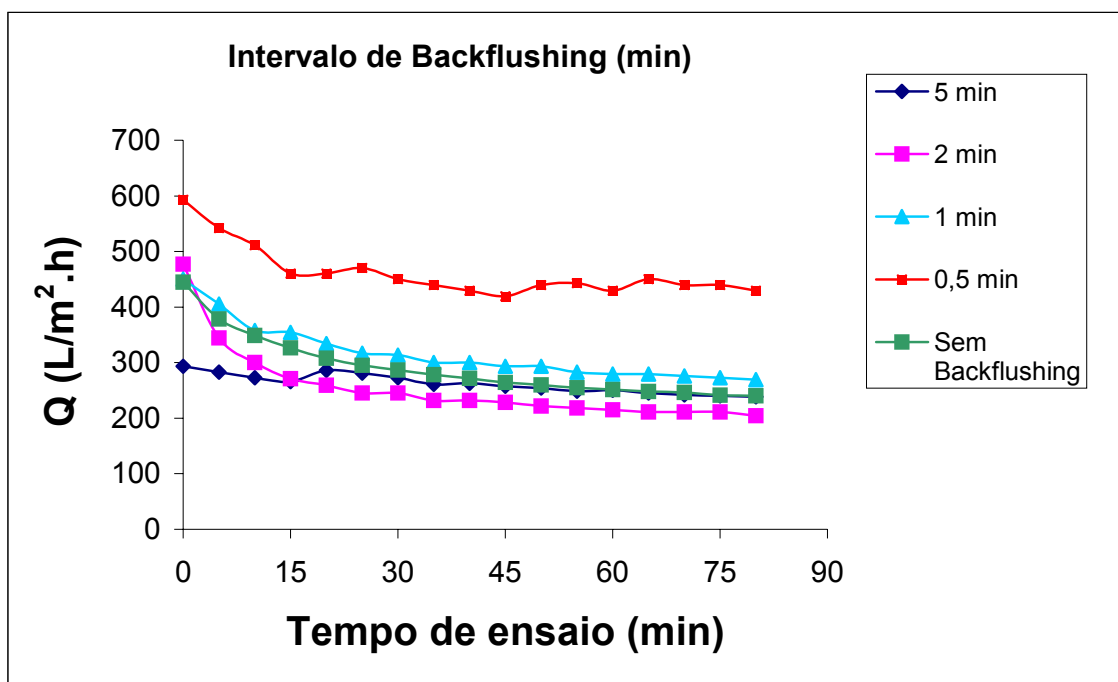


Figura 32) Evolução do fluxo do permeado com os intervalos de “Backflushing” e sem o sistema de retropropulsão ligado.

A Figura 32 apresenta as diferenças no comportamento dos fluxos do permeado nos diferentes intervalos de “backflushing” e no ensaio sem o sistema acionado. Nos ensaios com intervalos de “backflushing” a cada 5, 2 e 1 minutos, notam-se valores do fluxo do permeado similares ao ensaio sem o sistema de “backflushing”. Já no ensaio com o “backflushing” acionado a cada 0,5 minutos ocorreu um aumento de aproximadamente 40% no fluxo do permeado em relação ao ensaio com “backflushing” a cada minuto.

Sondhi et al. (2000), realizaram testes utilizando o sistema de backflushing em uma unidade de microfiltração tangencial com membranas tubulares de alumínio, fixando o intervalo de pulsos em 0,5 minutos e a duração de abertura da válvula em 0,5 segundos. Os testes de filtração com as variadas condições de “backflushing” promoveram bons resultados podendo definir o estado estacionário do fluxo do permeado. Concluiu-se que o sistema de “backflushing” com intervalos curtos é efetivo na redução dos efeitos da colmatção.

6.8.1 Avaliação da qualidade do Permeado utilizando “backflushing”

A Tabela 20 mostra a avaliação da qualidade do permeado comparando os resultados obtidos com o sistema de “backflushing” acionado a cada 0,5 min e sem o sistema acionado para verificar se o uso do “backflushing” produz alguma modificação na qualidade do permeado.

Tabela 20) Avaliação da qualidade do permeado utilizando “backflushing”.

V = 1,4 m/s P = 1 Bar Intervalos de “backflushing”= 0,5 min							
	pH	Turbidez (FAU)	Cor (PtCo)	SST (mg/L)	DQO (mg/L)	Coliformes Totais (NMP/100mL)	Coliformes Fecais (NMP/100mL)
Efluente tratado por lodos ativados	6,5	4,0	47,0	2,3	11,7	914,7.10 ²	179,4.10 ²
Efluente microfiltrado	6,2	0,0	16,0	0,0	4,0	<1	<1
Eficiência de remoção (%)	-	100	65,9	100,0	65,9	99,9	99,9
V = 1,4 m/s P = 1 Bar Sem “backflushing”							
Efluente tratado por lodos ativados	6,5	5,3	51,3	3,0	23,3	517,2. 10 ²	93,4.10 ²
Efluente microfiltrado	5,9	1,0	24,0	0,3	5,0	3,1	<1
Eficiência de remoção (%)	-	81,2	53,2	89,0	78,5	99,9	99,9

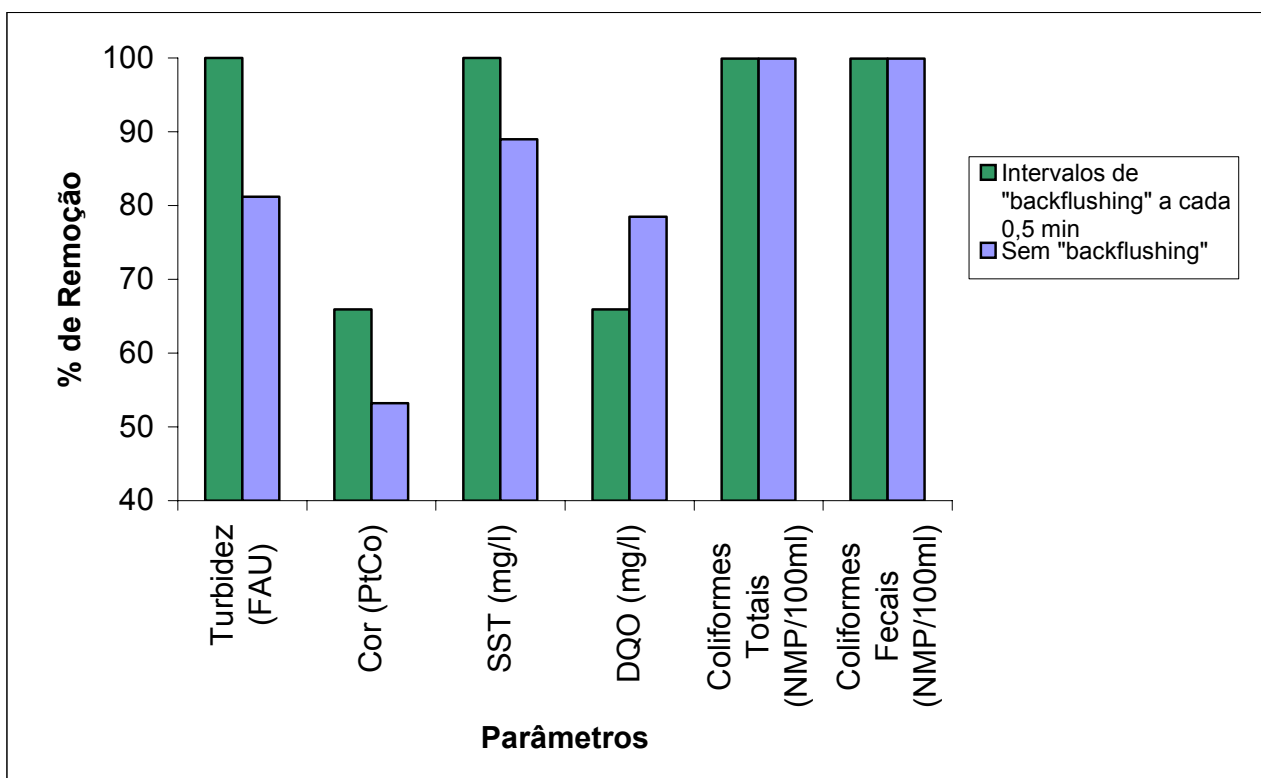


Figura 33) Eficiência de remoção na avaliação do Fluxo do permeado em intervalos de “backflushing” a cada 0,5 min e sem “backflushing”.

A Figura 33 mostra a % de eficiência de remoção nos parâmetros de qualidade nas condições de operação de $V=1,4$ m/s e $P=1$ Bar. O sistema de “backflushing” acionado aumentou a eficiência de remoção dos parâmetros de turbidez, cor e sólidos suspensos. A eficiência de remoção da DQO resultou maior sem o “backflushing”. As análises bacteriológicas promoveram eficiência de aproximadamente 100%. É possível concluir que o sistema de “backflushing” não interfere de forma negativa na qualidade do permeado.

Ramirez et al. (1998) realizaram testes utilizando membranas cerâmicas tubulares com diâmetro de poro de 0,2 e 0,45 μm e efluente contendo variadas concentrações de argila e bentonita. As condições operacionais foram fixadas em $Vel=2,6$ m/s e $P=1,3$ Bar; a duração e intervalos do “backflushing” foram variados. Concluíram que o “backflushing” mantém o fluxo do permeado maior que sem o sistema acionado não produzindo reduções na qualidade do permeado.

7 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Neste capítulo são apresentadas as conclusões deste trabalho, assim como algumas sugestões para a continuação da pesquisa com a tecnologia de membranas.

7.1 Conclusões

Para a realização deste trabalho foram realizadas varias atividades experimentais visando atingir os objetivos propostos. Estas atividades iniciaram em Janeiro de 2003 e finalizaram em Janeiro de 2004. Dentro das atividades se destacam os ensaios hidrodinâmicos do piloto para melhor entendimento das condições de operação do mesmo, isto devido a que a tecnologia de membranas como tratamento de efluentes sanitários ainda é pouco pesquisada no Brasil, resultando estas técnicas inovadoras em seu ramo. Após os testes de funcionamento do piloto utilizando água de torneira, procedeu-se a realização das atividades para avaliação da evolução do fluxo do permeado utilizando Efluente da ETE Insular. Foram variadas as condições de operação do piloto e realizadas análises e exames laboratoriais de rotina. Realizaram-se ensaios com adição de coagulantes e, finalmente, se testou o sistema de retropropulsão ou “backflushing”.

Após cada ensaio se realizava o procedimento de limpeza verificando a recuperação da eficiência de filtração da membrana.

As atividades citadas anteriormente permitem concluir:

- A utilização de membranas apresenta uma grande vantagem como sistema terciário de tratamento. O efluente final obtido apresenta qualidade constante nos diferentes ensaios variando as condições hidrodinâmicas de operação reduzindo significativamente os valores de: cor, turbidez e SST. A remoção da DQO foi menor se comparada com as remoções de cor, turbidez e SST, isto pode ser atribuído ao

fato de que as concentrações iniciais da DQO antes do processo de filtrado já eram baixas e isto ocasiona que a redução seja menor. A remoção dos coliformes foi praticamente de 100% mostrando que a membrana de 0,2 μm atua como uma barreira eficaz no controle bacteriológico. Por tanto, com estas características que, na maioria dos casos não é atingida por uma estação clássica de tratamento de esgotos, é possível considerar esta técnica como uma alternativa viável de reuso deste efluente tratado. Devido às necessidades de água cada vez maiores, esta reutilização pode ser aplicada ao reuso não potável em alguns usos específicos como: irrigação, limpeza (serviços públicos, veículos) e alguns processos industriais. Com isto, os esgotos sanitários passariam a ter um valor na preservação dos recursos hídricos.

- O problema da colmatação na membrana ainda é um dos limitantes nestes sistemas. Neste trabalho foi avaliado seu efeito no fluxo do permeado, verificando que o permeado diminui consideravelmente durante o início do período de filtração alcançando um período de estabilidade ao redor dos 30 minutos de filtrado. Também foi notado que a vazão do fluxo do permeado depende diretamente de vários fatores como são: as condições hidrodinâmicas do sistema, como velocidade tangencial, pressão transmembrana, frequência, e das condições do efluente a ser filtrado.
- As condições operacionais escolhidas para realizar os ensaios com efluente da ETE Insular foram: velocidade tangencial de 1,4 e 1,9 m/s, pressão de 1 Bar e frequência de 30 e 40 Hz. Em todas as condições anteriores se observou o decréscimo do fluxo do permeado no início da filtração e a estabilização do mesmo ao redor dos 30 minutos de ensaio. A qualidade do filtrado se manteve constante e em boas condições para todos os casos.

- Testaram-se dosagens de 5, 10 e 30 mg/L de cloreto férrico e sulfato de alumínio e, para ambos casos, a dosagem que proporcionou um maior fluxo do permeado foi a de 10 mg/L. A adição de cloreto férrico como coadjuvante resultou em um pequeno aumento do fluxo do permeado, porém, o sulfato de alumínio não produziu uma melhora em comparação ao ensaio sem a adição do coagulante. No início dos ensaios após o uso dos coagulantes, observaram-se Fluxos de permeado muito baixos, pelo que foi concluído que a eficiência da membrana não havia sido recuperada ao 100%. O procedimento de limpeza teve de ser repetido e aumentado o tempo do mesmo, após isto, a eficiência da membrana foi recuperada.
- Os ensaios realizados utilizando o sistema de retropropulsão ou “backflushing” foram realizados variando os intervalos em que o sistema de fluxo inverso era acionado. Estes tempos se ajustaram em 5, 2, 1 e 0,5 minutos. Foi observado que os backflushing a cada 5, 2 e 1 minutos trazem resultados do fluxo do permeado bastante próximos aos ensaios realizados sem o sistema de retropropulsão ligado. O backflushing a cada 0,5 minutos proporcionou uma vazão no fluxo do permeado de 429,55 L/m².h, sendo que a vazão sem backflushing foi de 240 L/m².h. Com isto verifica-se que a vazão com o sistema de “backflushing” acionado a cada 0,5 minutos pode produzir um fluxo do permeado aproximadamente 40% mais alto em comparação com o ensaio sem “backflushing”.
- Os valores dos parâmetros das análises laboratoriais permaneceram constantes nas diferentes condições hidrodinâmicas (variando pressão, frequência, velocidade tangencial), assim como nos procedimentos de minimização da colmatação (adição de coadjuvantes e sistema de retropropulsão ligado).

- O procedimento de limpeza teve resultados satisfatórios alcançando uma recuperação da membrana aproximada ao 100% após cada ciclo de lavagem.

7.2 Sugestões

Este processo de tratamento avançado ainda não é constituído como uma alternativa para o tratamento de esgotos sanitários nos países do terceiro mundo, devido à falta de pesquisa nesta área. A continuação são apresentados alguns tópicos para continuidade desta pesquisa, que sem dúvida, vão contribuir ao melhor conhecimento deste processo e da sua possível utilização a grande escala.

Quanto à adição de coadjuvantes:

- Testar outros tipos de coadjuvantes, assim como outras dosagens visando reduzir os efeitos da colmatação e obter maiores fluxos do permeado.
- Realizar um estudo analisando se a adição de Cloreto Férrico produz vantagens em relação aos custos pela implementação do mesmo.
- Verificar as causas do aumento na dificuldade de limpeza da membrana após o uso de coagulantes.
- Variar os tempos de circulação do coagulante antes de dar início ao processo de filtrado e testar uma pré-coagulação em outro reservatório.
- Testar outros modos de aplicação dos coagulantes, assim como ensaios com coagulantes e o sistema de “backflushig”.

Quanto ao sistema de backflushing:

- Testar mais variações nos intervalos de tempo em que o sistema de retropropulsão é acionado.
- Realizar uma análise de custo devido ao aumento de energia consumida ao acionar o sistema de retropropulsão.

Quanto ao sistema em geral:

- Realizar ensaios de maior tempo de duração com coletas nos diferentes tempos do permeado para verificar se a qualidade do permeado permanece constante e até quando a capacidade de filtração da membrana permanece eficiente.
- Ensaios observando a evolução do fluxo do permeado em tempos mais prolongados para observar até que ponto a vazão do fluxo permanece em boas condições.
- Sistemas em maior escala e em contínuo.
- A implementação de um tratamento biológico.
- Análises de custos e eficiência comparando o processo de microfiltração com outros sistemas de tratamento avançado.
- A utilização da membrana de 0,05 μm para realização de ensaios de ultrafiltração tangencial no mesmo piloto utilizado para este trabalho.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AL-MALACK, M.H.; ANDERSON, G.K. **Use of crossflow microfiltration in wastewater treatment.** Water Research, Vol 31, N° 12, p. 3064-3072, 1997.

APTEL, P.; MOULIN, P.; QUEMENEUR, F. **Micro et Ultrafiltration: Conduite des Essais Pilotes Traitements des Eaux et Effluents.** Les Cahiers du Club Français des Membranes N°2. 102 p, 2002.

BADER, M. S. H. and VEENSTRA, J. N. **Analysis of concentration polarization phenomenon in ultrafiltration under turbulent flux conditions.** Journal of Membrane Science, v.I, n. 114, p.139-148, 1996.

BERGAMASCO, R. **O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos.** Campinas. 147 p. Tese (Doutorado). Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1996.

BOTINNO, A. et al. **Pore size and pore-size distribution in microfiltration membranes.** Separation Science and Technology, v.26, p.1315-1327, 1991.

BOUGUECHA, S. and DHAHBI, M. **The role of membrane technologies in supplying drinking and industrial water in Tunisia: conventional process and new trends.** Desalination 151, p. 75-86, 2002.

CAKL, J.; BAUER, I.; DOLEČEK, J.; MIKULÁŠEK, P. **Effects of backflushing conditions on permeate flux in membrane crossflow microfiltration of oil emulsion.** Desalination, 127, p.189-198, 2000.

CAMPOS, J. R. **Alternativas para tratamento de esgotos: pré-tratamento de águas de abastecimento.** Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari. 112 p, 1994.

CARDOT, C. **Lês Traitements de L'eau.** Ellipse Édition Marketing, 1999.

H. B. DHARMAPPA E P. HAGARE. **Economic analysis and design of crossflow microfiltration for water treatment systems.** Desalination 121 p. 1-11, 1999.

DEL CASTILLO, L.F. **El fenómeno mágico de la ósmosis.** X. Técnicas de separación por membranas. Disponível em: < http://omega.ilce.edu.mx:3000/sites/ciencia/volumen1/ciencia2/16/htm/SEC_13.html > Acessado em: 20 Outubro 2003.

DUCLERT, F. **Étude de divers phénomènes de colmatage limitant l'écoulement de l'eau à travers une membrane minérale microporeuse.**

Montpellier. 170 p. Thèse (Doctorat). Academie de Montpellier – USTL – France, 1989.

ELICECHE, A. M.; ALONSO, A. I.; ORTIZ, I. **Optimal operation of selective membrane separation processes for wastewater treatment.** Computers and Chemical Engineering 24 p. 2115-2123, 2000.

ENGEVIX ENGENHARIA S/C LTDA. **Estação de tratamento de esgoto.** Agosto 1996.

FAN, X-J; URBAIN, V.; QUIAN, Y.; MANEM, J. **Ultrafiltration of Activated Sludge with Ceramic Membranes in a Cross Flow Membrane Bioreactor Process.** Water Science & Technology. First World Water Congress, Vol. 43, Nº 10-11, p. 243-250, 2000.

GABELICH, C. J. et al. **Effects of aluminium sulfate and ferric chloride coagulant residuals on polyamide membrane performance.** Desalination 150 p.15-30, 2000.

H₂O. **MAGAZINE FOR WATERSUPPLY AND WATER MANAGEMENT.** 64p. October, 2001.

HABERT, A.C.; BORGES, C.P.; NOBREGA, R. **Processos de Separação com Membranas.** COPPE – UFRJ, 200 p, 1997.

HANI ABU QDAIS and HASSAN MOUSSA. **Removal of heavy metals from wastewater by membrane processes: a comparative study.** Desalination 164 p.105-110, 2004.

HOLLER, S. And TRÖSCH, W. **Treatment of urban wastewater in a membrane bioreactor at high organic loading rates.** Journal of Biotechnology 92 p. 95-101, 2001.

JÖNSSON, C. and JÖNSSON, A. S. **Influence of the membrane material on the adsorptive fouling of ultrafiltration membranes.** Journal of Membrane Science, v. 108, p. 79-87, 1995.

LACOSTE, B. **Étude d'un procédé de traitement des eaux usées sur membranes minérales par couplage microfiltration ou ultrafiltration tangentielle et systèmes biologiques en aérobie.** Montpellier. 227p. Thèse (Doctorat). Université de Montpellier II – France, 1992.

LAPOLLI, F. R. **Biofiltração e Microfiltração Tangencial para Tratamento de Esgotos.** 186p. Tese. Escola de Engenharia de São Carlos – Universidade de São Paulo – SP, 1998.

LI XU et al. **Treating dyieng waste water by ceramic membrane in crossflow microfiltration.** Desalination 149 p.199-203, 2002.

MEIER-HAACK, J. et al. **A permeability-controlled microfiltration membrane for reduced fouling in drinking water treatment.** Water Research 37 p. 585-588, 2003.

METCALF and EDDY. **Wastewater Engineering – Treatment, Disposal, Reuse.** Third Edition. New York, McGraw-Hill, 1991.

MOULIN, C. **L'ultrafiltration et son utilisation dans les traitement d'effluents industriels.** Montpellier. D.E.A. (Rapport). Université des Sciences et Techniques du Languedoc – France, 1987.

NICOLAISEN, B. **Developments in membrane technology for water treatment.** Desalination 153 p. 355-360, 2002.

NORDIC PUROSYSTEMS. **Osmose reversa da água.** Disponível em: <<http://www.purosistemas.com.br/purificacao/purificacao.asp>>. Acesso em: 15 Outubro 2003.

PERSSON, K. M.; GEKAS, V.; TRÄGARDH, G. **Study of membrane compaction and it's influence on ultrafiltration water permeability.** Journal of Membrane Science, v.100, p.155-162, 1995.

PETRELLA, R. **O Manifesto da Água- Argumentos para um contrato mundial.** 159 p., 2001.

PETRUS, J. C. C. **Preparação, modificação e caracterização de membranas assimétricas para clarificação de suco de frutas.** Campinas. 139p. Tese (Doutorado). Faculdade de Engenharia de Alimentos. Universidade e Estadual de Campinas, 1997.

PIKKARAINEN, A. T. et al. **Pre-coagulation for microfiltration of an upland surface water.** Water Research 38 p.455-465, 2004.

REVISTA GERENCIAMENTO AMBIENTAL. Edição n° 15. Julho-Agosto, 2002. Disponível em:<<http://www.tratamentodeesgoto.com.br/informativos/acervo.php?chave=131&cp=est>>. Acesso em: 8 Março 2004.

RAMIREZ J. A. and DAVIS, R. H. **Application of crossflow microfiltration with rapid backpulsing to wastewater treatment.** Journal of Hazardous Materials B:63 p. 179-197, 1998.

RIPPERGER, S. and ALTMANN, J. **Crossflow microfiltration – State of the Art.** Separation and Purification Technology 26 p.19-31, 2002.

ROQUES, H. **Fondements théoriques du traitement biologique des eaux.** Technique et Documentation, Paris, 1980.

SCHAEFER, J. **Reliable water supply by reusing wastewater after membrane treatment.** Desalination 138 p.91, 2001.

SCHNEIDER, R.P.; TSUTIYA, M.T. **Membranas Filtrantes para o Tratamento de Água, Esgoto e Água de Reuso.** 1º Ed. – São Paulo: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 234p, 2001.

SONDHI, R.; LIN, Y. S.; ALVAREZ, F. **Crossflow filtration of chromium hydroxide suspension by ceramic membranes: fouling and it's minimization by backpulsing.** Journal of membrane Science 174 p.111-122, 2000.

STEPHEENSON, T. et all. **Membrane Bioreactors for wastewater treatment.** Publishing IWA, London, 179 p, 2000.

TARDIEU, E. **Caractérisation du colmatage dans un bioréacteur à membrane recirculé appliqué au traitement d'eau résiduaire urbaine.** Montpellier. 179 p. Thèse (Doctorat). Université de Montpellier II-Sciences et Techniques du Languedoc – France, 1997.

VOLPINI, D. G. **Optimisation de la préparation d'eau potable avec des membranes poreuses en présence de divers adjuvants.** Montpellier. 185 p. Thèse (Doctorat). Université de Montpellier II – Sciences et Techniques du Languedoc – France, 1994.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: lodos ativados.** Belo Horizonte: DESA-UFMG, v. 4, 1997. 416 p, 1997.

WETHERN, M. and KATZARAS, W. **Reverse osmosis treatment of municipal sewage effluent for industrial reuse.** Desalination, n.102, p.293-299, 1995.

WINTGENS, T. et al. **Modelling of a membrane bioreactor system for municipal wastewater treatment.** Journal of Membrane Science 216 p.55-65, 2003.

WISNIEWSKI, C. **Étude du comportement de cultures mixtes em bioréacteur à membrane – cinétiques réactionelles et filtrabilité.** Thèse (Doctorat). Montpellier. 174 p. Université de Montpellier II-Sciences et Techniques du Languedoc – France, 1996.

ZHONG, J. et al. **Treatment of oily wastewater product from refinery process using flocculation and ceramic membrane filtration.** Separation Purification Technology 32 p.93-98, 2003.